

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO:
DEPARTAMENTO DE TERMOFLUIDODINÂMICA

**ESTUDO DE SISTEMAS DE COGERAÇÃO EM USINAS DE AÇÚCAR E
ÁLCOOL, COM UTILIZAÇÃO DO BAGAÇO E PALHA DA CANA**

Autor: Moisés Alves

Orientador: Prof^a. Dr^a. Maria Aparecida Silva

Co-orientador: Prof. Dr. Adriano Viana Ensinas

Dissertação de Mestrado apresentada à
Faculdade de Engenharia Química da
Universidade Estadual de Campinas, como parte
dos requisitos exigidos para a obtenção do título
de Mestre em Engenharia Química.

Campinas - São Paulo
Junho de 2011

FICHA CATALOGRÁFICA ELABORADA PELA
BIBLIOTECA DA ÁREA DE ENGENHARIA E ARQUITETURA - BAE - UNICAMP

AL87e Alves, Moisés
 Estudo de sistemas de cogeração em usinas de açúcar
 e álcool, com utilização do bagaço e palha da cana /
 Moisés Alves. --Campinas, SP: [s.n.], 2011.

 Orientadores: Maria Aparecida Silva, Adriano Viana
 Ensinas.

 Dissertação de Mestrado - Universidade Estadual de
 Campinas, Faculdade de Engenharia Química.

 1. Bagaço de cana. 2. Palha - Utilização. 3. Energia
 da biomassa. 4. Simulação de processo. 5. Energia
 elétrica e calor - Cogeração. I. Silva, Maria Aparecida.
 II. Ensinas, Adriano Viana. III. Universidade Estadual
 de Campinas. Faculdade de Engenharia Química. IV.
 Título.

Título em Inglês: Study of cogeneration systems in sugar-ethanol industry using
 sugarcane bagasse and trash

Palavras-chave em Inglês: Sugarcane bagasse, Straw - use, Energia da biomassa,
 Process simulation, Electricity and heat -
 Cogeneration

Área de concentração: Engenharia de Processos

Titulação: Mestre em Engenharia Química

Banca examinadora: Marcelo Modesto da Silva, Waldir Antonio Bizzo

Data da defesa: 30/06/2011

Programa de Pós Graduação: Engenharia Química

Dissertação de Mestrado defendida por Moisés Alves e aprovada em 30 de Junho de 2011
pela banca examinadora constituída pelos doutores:



Prof.ª Dr.ª Maria Aparecida Silva
Orientador



Prof. Dr. Marcelo Modesto da Silva



Prof. Dr. Waldir Antonio Bizzo

Este exemplar corresponde à versão final da dissertação de mestrado em Engenharia Química.



Prof.ª Dr.ª Maria Aparecida Silva

Dedico este trabalho aos meus pais Manoel e Lusinete, meus irmãos, Márcio e Maurício, e sobrinhos, pela compreensão, apoio e saudade nos momentos em que estive longe de vocês. Dedico também a Deus, que sempre esteve comigo em todos os momentos da minha vida.

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao meu Deus, que sempre esteve comigo em todos os momentos de minha vida. Ele que sabia desde meu nascimento que eu chegaria até aqui, e sabe até onde eu posso chegar.

Aos meus pais, Manoel e Lusinete, pelo apoio e paciência incondicional em todos os momentos da minha vida. Obrigado por vocês realizarem os nossos sonhos!!!

À Profª. Drª. Cida pela colaboração no desenvolvimento deste trabalho e pelas horas dedicadas ao meu aprendizado, em especial ao Prof. Dr. Adriano Ensinas que me instruiu pelos os caminhos por onde eu deveria percorrer.

Aos meus amigos de república, João Moreira Neto e Gustavo Ponce, pelos momentos em que passamos juntos. Momentos que começaram na graduação e se estenderam em nossos mestrados. Infelizmente a vida requer que cada um siga seu próprio caminho, mas as marcas de amizade ficarão guardadas em minha lembrança.

Aos meus amigos da IASD, não quero citar nomes, pois poderia esquecer alguns, mas vocês foram muito especiais para que eu mantivesse e descobrisse novos caminhos da Verdade.

Gostaria de agradecer todas as pessoas que de forma direta ou indireta, próximas ou à distância, contribuíram para o desenvolvimento deste trabalho, e para aquelas pessoas que com seus pensamentos positivos e suas orações me ajudaram em minha conquista.

Resumo

A caldeira é um dos principais equipamentos do setor sucroalcooleiro, ela utiliza o bagaço de cana, como combustível, para geração de vapor. As primeiras caldeiras produziam vapor de média pressão, e utilizavam para geração de vapor todo bagaço gerado na usina, sendo pouco eficientes energeticamente. Na década de 1990, com a descentralização do setor elétrico e a criação de órgãos que permitissem o comércio de excedentes de energia elétrica, viu-se no setor sucroalcooleiro um grande potencial para o comércio de energia elétrica. Os novos projetos de caldeiras passaram a gerar vapor de alta pressão e temperatura, suprimindo o consumo de energia da usina (elétrica e mecânica) e gerando um excedente de energia elétrica para a venda. Este trabalho estudou o excedente de energia elétrica de três sistemas para o setor sucroalcooleiro, por meio do simulador Thermoflex19®, do pacote Thermoflow®. O primeiro sistema estudado foi o BPST (*“Backpressure Steam Turbine”*), em que se comparou o excedente de energia elétrica para o uso de moendas de acionamento mecânico e elétrico. Na sequência estudou-se o excedente de energia elétrica para o sistema CEST (*“Condensing-Extraction Stem Turbine”*). O último sistema estudado opera na safra, como os sistemas descritos anteriormente, como também na entressafra, denominado BPST-C. As simulações para o sistema BPST-C, assim com o sistema CEST, foram realizadas considerando a utilização de todo bagaço disponível para cogeração, e com adição de palha de cana com taxas de recolhimento do campo de 10% e 50%. Neste trabalho, os valores considerados para as taxas de consumo de vapor pelo processo foram de 500, 340 e 280 kg de vapor por tonelada de cana. Os resultados descreveram que moendas de acionamento elétrico apresentam uma vantagem da ordem de 6 kWh/t cana em relação às moendas de acionamento mecânico. O sistema CEST apresentou um excedente de energia elétrica de até três vezes o do sistema BPST, utilizando como combustível somente bagaço de cana. O sistema CEST apresentou aumentos no excedente de eletricidade 22,9% e 114,6% para a taxa de 10% e 50% de recolhimento de palha de cana, respectivamente, em comparação com o mesmo sistema quando se utilizou somente bagaço de cana. O sistema BPST-C e o sistema CEST apresentaram valores muito próximos para o excedente de energia elétrica.

Palavras-chave: Bagaço de cana-de-açúcar, palha de cana-de-açúcar, cogeração, simulação de processo.

Abstract

The boiler is one of the main equipment of the sugar-ethanol industry, it uses bagasse as a fuel for steam generation. The first boilers produced steam at medium pressure and used the total available sugarcane bagasse to generate steam, not being energy efficient. In the 1990's, with decentralization of the electricity sector and the creation of institutions that would allow the trading of surplus power, the sugar-ethanol industry found a great potential for trade in electricity. The new projects have boilers to generate steam of high pressure and temperature, supplying the energy consumption of the plant (electrical and mechanical) and generating surplus electricity for sale. This work studied the surplus electric power for three systems applied to the sugar-ethanol industry, through the simulator Thermoflex19®, software Thermoflow®. The first system studied was BPST ("Backpressure Steam Turbine"), which compared the surplus electric power to drive mills using mechanical or electrical energy. Subsequently, we studied the surplus electric power for the system CEST ("Condensing-Extraction Turbine Steam"). The last studied system operates on the season, as the system BPST described above, but also in the offseason, called BPST-C. In the simulations for the BPST-C and CEST systems, it was considered the use of all available bagasse for cogeneration, and also the addition of sugarcane trash considering pickup rates in the field of 10% and 50%. In this work, the considered values for the rates of steam consumption by the process were 500, 340 and 280 kg of steam per ton of cane. The results showed that electrically driven mills have an advantage of about 6 kWh / t cane compared to the mechanical driven ones. The system CEST showed a surplus of electricity up to three times that one of the system BPST, using sugarcane bagasse as a fuel only. The system CEST experienced an increase in excess power above 22.9% and 114.6% for the sugarcane straw pickup rates of 10% and 50%, respectively, compared to the same conditions when using only sugarcane bagasse cane. The systems BPST-C and CEST had values very close for the surplus of electricity.

Key-words: Sugarcane bagasse, Sugarcane trash, cogeneration, simulation process.

Sumário

| | |
|--|-----------|
| RESUMO..... | xi |
| ABSTRACT..... | xiii |
| LISTA DE FIGURAS | xvii |
| LISTA DE TABELAS | xviii |
| CAPÍTULO 1 - INTRODUÇÃO | 1 |
| CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA..... | 3 |
| 2.1 Produção de energia elétrica..... | 3 |
| 2.1.1 Evolução da oferta de energia elétrica no Brasil | 4 |
| 2.2 Cogeração de energia | 8 |
| 2.3 O setor sucroalcooleiro e o etanol | 9 |
| 2.4 Tecnologias dos sistemas de cogeração no setor sucroalcooleiro | 10 |
| 2.4.1 Ciclo Rankine Tradicional no setor sucroalcooleiro (BPST) | 14 |
| 2.4.2 Ciclo Rankine Avançado no setor sucroalcooleiro (CEST) | 16 |
| 2.4.3 Equipamentos principais..... | 18 |
| 2.4.3.1 Caldeira..... | 18 |
| 2.4.3.2 Turbina..... | 20 |
| 2.4.3.3 Moenda | 22 |
| 2.4.3.4. Desaerador | 25 |
| 2.5 Biomassa como combustível | 26 |
| 2.5.1 Bagaço e cana-de-açúcar | 30 |
| 2.5.2 Palha da cana | 32 |
| 2.5.3 Impurezas..... | 40 |
| CAPÍTULO 3 - SIMULAÇÃO DOS SISTEMAS DE COGERAÇÃO DE ENERGIA | 43 |
| 3.1 Descrição do software Thermoflow | 43 |
| 3.2 Descrição dos sistemas | 44 |
| 3.3 Composições do bagaço e palha adotados nas simulações | 45 |
| 3.4 Parâmetros utilizados nas simulações | 47 |
| 3.5 Descrição das simulações | 50 |
| 3.5.1 Descrição das simulações de sistemas BPST | 53 |

| | |
|--|-----------|
| 3.5.2 Descrição das simulações de sistemas CEST | 57 |
| 3.5.3 Simulações do sistema BPST–C..... | 59 |
| CAPÍTULO 4 - RESULTADOS E DISCUSSÃO | 65 |
| 4.1 Sistemas BPST | 65 |
| 4.2 Sistema CEST..... | 68 |
| 4.3 Sistema BPST–C | 73 |
| 4.4 Excedente de eletricidade em usinas sucroalcooleiras | 78 |
| 4.5 Comparação de excedente de eletricidade entre os sistemas estudados..... | 78 |
| CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES | 85 |
| SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS | 87 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS | 88 |
| APÊNDICE | 99 |

LISTA DE FIGURAS

| | | |
|-------------------|---|----|
| Figura 2.1 | Sistemas de cogeração em turbinas de contrapressão. | 15 |
| Figura 2.2 | Sistemas de cogeração em turbinas de extração-condensação. | 17 |
| Figura 2.3 | Visão lateral de ternos da moenda. | 24 |
| Figura 2.4 | Sistema de operação do desaerador térmico e seus principais equipamentos, modelo DST. | 26 |
| Figura 2.5 | Uso primário de biomassa de 1975 a 2005. | 27 |
| Figura 2.6 | Partes da cana-de açúcar. | 30 |
| Figura 2.7 | Prazo para eliminação da queima da palha no estado de São Paulo. | 36 |
| Figura 3.1 | Sistemas de cogeração em turbinas de contrapressão, com a) moendas de acionamento mecânico e b) moendas com acionamento elétrico. | 56 |
| Figura 3.2 | Sistemas de cogeração em turbina de extração-condensação, com extração de vapor para o processo. | 59 |
| Figura 3.3 | Sistema de cogeração em turbinas de contrapressão (BPST), no período de safra. | 60 |
| Figura 3.4 | Sistema de cogeração operando em turbina de condensação, no ano todo. | 61 |
| Figura 4.1 | Excedentes de eletricidade para os sistemas BPST, CEST e BPST-C, usando como combustível o bagaço de cana. | 80 |
| Figura 4.2 | Excedentes de eletricidade para os diferentes sistemas CEST e BPST-C, usando como combustível o bagaço e a palha da cana. | 81 |

LISTA DE TABELAS

| | | |
|--------------------|---|----|
| Tabela 2.1 | Sistema de cogeração no setor sucroalcooleiro com diferentes configurações. | 13 |
| Tabela 2.2 | Parâmetros de operação de turbinas no setor sucroalcooleiro. | 22 |
| Tabela 2.3 | Produção mundial de produtos agrícolas que podem ser usados para obtenção de energia. | 28 |
| Tabela 2.4 | Composição elementar de biomassas, em base seca [%, em massa]. | 29 |
| Tabela 2.5 | Composição imediata de biomassas, em [%, em massa], e poder calorífico superior (PCS) em [MJ/kg] (base seca). | 29 |
| Tabela 2.6 | Análise elementar do bagaço de cana, em base seca [%, em massa]. | 32 |
| Tabela 2.7 | Análise imediata do bagaço de cana seco, [%, em massa]. | 32 |
| Tabela 2.8 | Histórico dos sistemas de colheita, transporte e recepção da cana em usinas sucroalcooleiras. | 34 |
| Tabela 2.9 | Cronograma de eliminação da queima pré-colheita da cana-de-açúcar. | 35 |
| Tabela 2.10 | Resultados da análise elementar das cinzas da palha da cana-de-açúcar [%, em massa] e poderes caloríficos em [MJ/kg] (base seca). | 37 |
| Tabela 2.11 | Resultados da análise química das cinzas da palha de cana-de-açúcar. | 38 |
| Tabela 2.12 | Média dos resultados obtidos para palha e bagaço de cana. | 39 |
| Tabela 2.13 | Impurezas contidas na cana nos diferentes tipos de corte. | 40 |
| Tabela 3.1 | Descrição geral dos processos simulados. | 44 |
| Tabela 3.2 | Composição do bagaço e da palha de cana-de-açúcar. | 45 |
| Tabela 3.3 | Composição química das cinzas do bagaço e da palha de cana-de-açúcar, [%, em massa]. | 46 |

| | | |
|--------------------|--|----|
| Tabela 3.4 | Dados das massas de bagaço e palha de cana considerada nas simulações. | 48 |
| Tabela 3.5 | Consumo de vapor utilizado para produção de açúcar e álcool, considerando uma usina que opera a 500 toneladas cana moída por hora. | 48 |
| Tabela 3.6 | Parâmetros de operação considerados para os sistemas simulados. | 49 |
| Tabela 3.7 | Dados de fatores e elementos do clima utilizados nas simulações. | 50 |
| Tabela 3.8 | Parâmetros de operação de moendas para o sistema BPST. | 55 |
| Tabela 3.9 | Parâmetros de operação para o sistema CEST. | 58 |
| Tabela 3.10 | Parâmetros de operação para o sistema com turbina de condensação. | 63 |
| Tabela 4.1 | Parâmetros de operação simulados para o sistema BPST, para os casos com turbo moendas de acionamento mecânico e elétrico. | 65 |
| Tabela 4.2 | Resultados para energia gerada e consumida no sistema BPST, com acionamento mecânico das moendas. | 67 |
| Tabela 4.3 | Resultados para energia gerada e consumida no sistema BPST, com acionamento elétrico das moendas, e ganho de energia em relação ao acionamento mecânico das moendas. | 67 |
| Tabela 4.4 | Parâmetros de operação simulados para o sistema CEST com turbina de extração-condensação, para moendas com acionamento elétrico, utilizando somente bagaço de cana. | 68 |
| Tabela 4.5 | Resultados da simulação para energia elétrica gerada e consumida no sistema CEST, com acionamento elétrico das moendas, utilizando somente bagaço de cana. | 69 |
| Tabela 4.6 | Parâmetros de operação do sistema CEST, para moendas com acionamento elétrico, utilizando bagaço e 10% de recolhimento de palha de cana. | 70 |
| Tabela 4.7 | Parâmetros de operação do sistema CEST, para moendas com acionamento elétrico, utilizando bagaço e 50% de recolhimento do palha de cana. | 71 |
| Tabela 4.8 | Resultados para energia gerada e consumida no sistema CEST, com acionamento elétrico das moendas, utilizando bagaço e recolhimento de 10% de palha de cana. | 71 |

| | | |
|--------------------|--|----|
| Tabela 4.9 | Resultados para energia gerada e consumida no sistema CEST, com acionamento elétrico das moendas, utilizando bagaço recolhimento de 50% de palha de cana. | 72 |
| Tabela 4.10 | Parâmetros de operação simulados para o sistema BPST, para o sistema que opera durante a safra. | 73 |
| Tabela 4.11 | Parâmetros de operação simulados para o sistema BPST-C operando durante o ano inteiro, somente bagaço. | 74 |
| Tabela 4.12 | Parâmetros de operação simulados para o sistema BPST-C, operando durante o ano inteiro, com 10% de recolhimento de palha. | 75 |
| Tabela 4.13 | Parâmetros de operação simulados para o sistema BPST-C operando durante o ano inteiro, com 50% de recolhimento de palha. | 75 |
| Tabela 4.14 | Resultados para energia elétrica gerada nos sistema BPST-C, com acionamento elétrico das moendas, utilizando somente bagaço de cana. | 76 |
| Tabela 4.15 | Resultados para energia elétrica gerada nos sistema BPST-C, com acionamento elétrico das moendas, utilizando bagaço e 10% recolhimento palha de cana. | 76 |
| Tabela 4.16 | Resultados para energia elétrica gerada nos sistema BPST-C, com acionamento elétrico das moendas, utilizando bagaço e 50% recolhimento palha de cana. | 77 |
| Tabela 4.17 | Resultados para energia elétrica excedente nos sistema BPST-C, com acionamento elétrico das moendas. | 77 |
| Tabela 4.18 | Resultados para o excedente de energia elétrica para os diferentes sistemas simulados neste trabalho, utilizando com combustível bagaço de cana. | 79 |
| Tabela 4.19 | Resultados para o excedente de energia elétrica para os diferentes sistemas estudados neste trabalho, utilizando como combustível todo o bagaço disponível e palha de cana a níveis de 10% e 50% de recolhimento e acionamento elétrico das moendas. | 81 |

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

A busca por novas fontes de energia tem feito com que incentivos à pesquisa nesta área tenham sido cada vez maiores. Pesquisas sobre fontes renováveis tem sido o foco nessas últimas décadas, devido principalmente ao acelerado consumo e ao breve esgotamento de petróleo.

No cenário brasileiro, entre as fontes de energia renováveis destacam-se: energia hídrica, energia de biomassa e energia eólica.

A biomassa, provinda de materiais orgânicos, como: bagaço e palha de cana de açúcar, casca de arroz, palha de milho e resíduos da cultura de soja, vem sendo estudada como principal fonte de energia alternativa do futuro. Os processos estudados com biomassa podem gerar combustíveis gasosos e líquidos, além de carvão, com menores níveis de componentes poluentes em comparação com materiais fósseis.

No Brasil, resíduos provenientes de cana-de-açúcar estão entre as maiores fontes renováveis disponíveis para geração de energia. A moagem de cana-de-açúcar aumentou consideravelmente nas últimas décadas, com conseqüente aumento da produção de etanol, açúcar, palha e bagaço de cana. Na maioria dos casos, associados a sistemas de cogeração de energia de baixa eficiência energética. Na década de 1990, com incentivo do governo brasileiro, as indústrias do setor sucroalcooleiro começaram a vender o excedente energético do processo para concessionárias de eletricidade. No mesmo momento, o bagaço de cana tornou-se um material de grande importância para sistemas de cogeração de energia. Esse fato contribuiu para o projeto de caldeiras e turbinas que operassem com maiores parâmetros operacionais, com opção de produção excedente de energia elétrica.

As caldeiras e turbinas a vapor produzidas atualmente operam com maiores níveis de pressão, temperatura e eficiência do que os mesmos equipamentos produzidos há décadas atrás, equipamentos que, em muitos casos, ainda estão em uso no setor sucroalcooleiro.

A turbina a vapor é um dos equipamentos mais importantes no setor sucroalcooleiro, pois utiliza o vapor gerado na caldeira para produção de energia, e o vapor resultante expandido pela turbina é utilizado no processo para produção de etanol e açúcar.

A proposta deste trabalho envolve o estudo de sistemas de cogeração avançados para o setor sucroalcooleiro, que possam proporcionar um aproveitamento energético dos resíduos da cana de forma mais eficiente em relação àquelas práticas adotadas tradicionalmente pelas usinas sucroalcooleiras.

Para esse estudo utilizou-se como ferramenta de simulação o software Thermoflex®. Os objetivos específicos deste trabalho foram:

- Realizar a simulação de sistemas de cogeração usados no setor sucroalcooleiro brasileiro, desde sistemas convencionais até sistemas modernos, com utilização de dados operacionais usados neste setor.
- Realizar a simulação do sistema de cogeração com uso de bagaço de cana, estudando a viabilidade em utilizar moendas de acionamento mecânico ou elétrico.
- Realizar a simulação do sistema de cogeração de energia usando como combustível a palha de cana, como suplemento do bagaço de cana, para os diferentes tipos de sistemas, e discutir a viabilidade (excedente energético) para seu uso em larga escala.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Produção de energia elétrica

A primeira planta comercial de energia elétrica dos Estados Unidos foi projetada e construída por Thomas Edson em 1882, em Nova Iorque (FLIN, 2010). Thomas Edson criou as bases para a indústria de eletricidade, com geração centralizada, sistema de distribuição, iluminação pública e preços competitivos (ALMEIDA PRADO JR., 2004).

Quase paralelamente foram surgindo, desde 1867, vários instrumentos que possibilitaram o emprego de energia elétrica. Entre esse instrumentos encontram-se: o dínamo inventado por Siemens, a lâmpada inventada por Edson, a utilização da alta tensão por Deprez e a invenção da corrente alternada por Tesla (REVISE, 1988).

Com a revolução industrial, a lenha perdeu para o carvão mineral a posição de principal combustível. Em decorrência desse fato, a industrialização avançou mais rapidamente em países que possuíam boas reservas de carvão (LEITE, 2007).

Conseqüentemente, o setor energético das grandes economias do mundo baseia-se na geração de energia elétrica por meio de termelétricas a carvão. Países como os Estados Unidos e a Alemanha geram quase metade de sua energia elétrica total a base de carvão, enquanto que a China gera 80% de sua energia utilizando o carvão (IEA, 2008).

A utilização do carvão mineral como combustível em indústrias e termelétricas causa graves impactos sócio-ambientais, particularmente devido à emissão de material particulado e de gases poluentes, dentre os quais se destacam os óxidos de nitrogênio (NOx) e enxofre (SOx), além do sulfeto de hidrogênio (H₂S) (PELLEGRINO, 2006).

A energia nuclear provocou novos desenvolvimentos tecnológicos nas décadas de 1940 e 1950 (LEITE, 2007), sendo utilizada para gerar eletricidade pela primeira vez em 1951, por meio do reator experimental produzido pelo Laboratório Nacional de Argonne, Califórnia, Estados Unidos (ASME, 1979). As usinas nucleares possuem a vantagem de não emitir gases poluidores e possuir baixo custo de operação, porém apresentam alto custo com construção e com segurança (SILVA FILHO, 2003).

Existem também outras formas para geração de energia elétrica, denominadas energias renováveis, entre elas encontram-se a energia hídrica, eólica, solar e geotérmica.

A energia hídrica representa aproximadamente 90% de geração de energia de fontes renováveis no mundo, e é a principal forma de geração de energia no continente asiático, africano e sul americano. Esta forma de energia apresenta um potencial entre 2,5 e 3 vezes a corrente produção energética (IEA, 2008).

2.1.1 Evolução da oferta de energia elétrica no Brasil

No Brasil, a história da produção de energia elétrica deu início em 1883, quando foi construída a primeira usina termoeletrica, que entrou em operação na cidade de Campos, Rio de Janeiro. No mesmo ano, enquanto o carvão era o principal combustível e as pesquisas sobre petróleo ainda eram poucas, o Brasil construiu a primeira hidrelétrica, no município de Diamantina, Minas Gerais, utilizando as águas do Ribeirão do Inferno (ANEEL, 2008).

Nas décadas de 1880 e 1890 houve a instalação de usinas hidrelétricas e térmicas, fornecendo energia elétrica para várias cidades. Nesse período ocorreu pela primeira vez a substituição da iluminação pública a gás pela iluminação a energia elétrica (BRASIL, 1977).

Em 1899, o grupo Light, de capital canadense, ganhou a concessão para explorar os serviços públicos de energia elétrica na cidade de São Paulo, onde recebeu o nome de *The São Paulo Tramway Light and Power Company*. Em 1905, esse mesmo grupo começa a operar também na cidade do Rio de Janeiro, com o nome de *The Rio de Janeiro Tramway Light and Power CO. Ltd*. A instalação da Light no Brasil proporcionou um expressivo crescimento

industrial na década de 1910, impulsionado pela Primeira Guerra Mundial (MEMÓRIA DA ELETRICIDADE, 1990).

O salto apresentado pela geração hidrelétrica é visível a partir de 1901, quando a participação do potencial de energia hídrica gerada no Brasil raramente chegou a menos de 80%, anualmente, dentre as fontes de energia disponíveis (VILLELA, 2001). Isso significou que a indústria de eletricidade no Brasil não viveu o ciclo de geração térmica, ao contrário do que ocorreu nos países capitalistas mais desenvolvidos (LIMA, 1984).

Em 1924, o grupo norte americano *American Foreign Power Company* (AMFORP), instala-se no interior do estado de São Paulo, servindo a rica zona de produção de café. Com a aquisição de várias pequenas empresas concessionárias de energia, recebeu a denominação de Companhia Paulista de Força e Luz (CPFL) (BRASIL, 1977).

Em 1927, o grupo AMFORP compra a Companhia Brasileira de Energia Elétrica, sendo formada a Companhia Auxiliar de Empresas Elétricas Brasileiras (CAEEB). Assim, o mercado de energia elétrica brasileiro era praticamente dividido entre as duas grandes empresas estrangeiras. A Light concentrava suas unidades no eixo Rio – São Paulo, enquanto que a AMFORP possuía suas unidades no restante do país (MEMÓRIA DA ELETRICIDADE, 1995).

Na década de 1930, a iluminação pública era feita com energia elétrica em sua totalidade, substituindo a iluminação a gás (MEMÓRIA DA ELETRICIDADE, 1990).

No período de 1930 a 1934 foram definidas diretrizes para política de recursos hídricos e minerais, de empresas concessionárias de serviços públicos de eletricidade, entre outras. O Código das Águas, aprovado em 1934, previu que somente o governo, e não mais o proprietário do solo, era detentor dos recursos hídricos e minerais. Esses recursos poderiam ser explorados somente com a concessão e fiscalização do poder público (LEITE, 2007).

Mesmos com as diversas normas impostas pelo governo, as concessionárias de energia elétrica operaram normalmente enquanto foi possível crescer sem precisar investir na capacidade produtiva. Mas a partir de 1937, o abastecimento de energia elétrica começou a apresentar

dificuldades com o crescimento do consumo de energia, gerando sérias crises no setor (MEMÓRIA DA ELETRICIDADE, 1995).

Em 1939, é criado o Conselho Nacional de Águas e Energia Elétrica (CNAEE), com amplas atribuições sobre o setor, inclusive de estudar, opinar e propor medidas no setor elétrico brasileiro (BRASIL, 1977).

A primeira intervenção direta do governo foi em 1945, na criação da Companhia Hidrelétrica do São Francisco (CHESF), a primeira etapa consistia na instalação de uma planta com potência de 100 MW (LIMA, 1984). Os Estados iniciaram suas atividades no setor elétrico, criaram empresas de energia elétrica que evitaram a crise no final da década de 1950, com destaque para os estados de Minas Gerais, Rio Grande do Sul e São Paulo (SILVA FILHO, 2003).

Em 1953, é criado o Fundo Federal de Eletrificação (FFE), o qual foi destinado a financiar os empreendimentos federais e estaduais na indústria da eletricidade, por meio da cobrança de impostos sobre a energia elétrica. O recém formado Ministério das Minas e Energia organizou um grupo de trabalho para formar a Eletrobrás, em 1962. A Eletrobrás reforçou a intervenção do Estado em todo planejamento do setor elétrico e estabeleceu as bases para a atual estrutura do setor elétrico brasileiro (LIMA, 1984).

O governo federal compra, na forma de *holdings*, os ativos do grupo AMFORP, em 1964, e da Light, em 1979 (MEMÓRIA DA ELETRICIDADE, 1995).

Entre os anos de 1970 e 1980 as taxas de crescimento do consumo de energia foram em torno de 10% ao ano. Nesse mesmo período ocorreu a implementação de várias obras, em destaque as obras da CHESF, das Usinas da Companhia Energética de São Paulo (CESP) nos rios Tietê e Paranapanema, das Usinas Hidroelétricas de Itaipu e Tucuruí, e a Usina Nuclear de Angra I. Essa filosofia de domínio do Estado se manteve até o ano de 1988, quando foi criada a Revisão Institucional de Energia Elétrica – REVISE, originando as alterações do setor durante a década de 1990 (SILVA FILHO, 2003).

A nova reforma do setor elétrico brasileiro foi iniciada em 1993, com a Lei nº 8.631, que eliminou a uniformidade tarifária existente e criou os contratos de suprimento entre geradores e distribuidores. Outra ação importante para a reforma no setor elétrico foi a promulgação da Lei nº 9.074 de 1995, que criou o Produtor Independente de Energia (PIE) e o conceito de Consumidor Livre. Em 1996, foi implantado o Projeto de Reestruturação do Setor Elétrico Brasileiro (Projeto RE-SEB). As principais metas deste projeto foram: a necessidade de divisão de segmentos das empresas de energia elétrica, o incentivo à competição nos segmentos de geração e comercialização, e manter sob regulação os setores de distribuição e transmissão de energia elétrica (CCEE, 2010).

Os PIEs podem vender energia diretamente aos consumidores livres ou aos comercializadores de energia, como também vender energia elétrica por meio de leilões. A venda de energia para consumidores livres se dá no Ambiente de Contratação Livre (ACL), operacionalizado pela Câmara de Comercialização de Energia Elétrica (CCEE). A venda direta de energia de um PIE para leilões faz-se por meio do Ambiente de Contratação Regulada (ACR) também operacionalizado pela CCEE (AUGUSTO, 2010).

No mesmo ano, 1996, foi instituída a ANEEL (Agência Nacional de Energia Elétrica), também vinculada ao Ministério de Minas e Energia do Governo Federal. A ANEEL é o órgão responsável pela regulação e fiscalização de produção, transmissão, distribuição e comercialização de energia elétrica no Brasil (BRASIL, 1996).

Em 2002, foi instituído a Lei 10.438, criando o PROINFA (Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica) e a CDE (Conta de Desenvolvimento Energético). O PROINFA visa expandir a participação de produção de energia elétrica do Produtor Independente de Energia. A CDE possui dois objetivos principais que são o desenvolvimento energético dos Estados e a promoção da integração do serviço de energia elétrica em território brasileiro (BRASIL, 2002).

No ano de 2004 foram instituídas as novas bases para o novo modelo do setor elétrico no Brasil, pelas Leis nº 10.847 e 10.848, de 15 de março de 2004 e pelo Decreto nº 5.163, de 30 de julho de 2004. Esse novo modelo definiu a criação da Empresa de Pesquisa Energética (EPE),

com a função de subsidiar estudos que envolvem o planejamento do setor energético, além da criação do Comitê de Monitoramento do Setor Elétrico (CMSE), CCEE, ACL e ACR (CCEE, 2010).

2.2 Cogeração de energia

Cogeração é a produção simultânea de energia elétrica ou mecânica e energia térmica útil a partir de uma simples fonte de energia, como carvão, óleo, gás natural biomassa ou solar (ASHRAE, 2000).

A utilização de energia em sistemas de cogeração, em que a energia térmica é um rejeito, permite a classificação em *topping* ou *bottoming*. Na configuração *topping*, o combustível é alimentado diretamente em uma máquina térmica, produzindo energia mecânica ou elétrica e o calor rejeitado é utilizado como calor útil (ou residual) em um processo. Na configuração *bottoming*, a energia térmica rejeitada de processos industriais, é aproveitada em caldeiras recuperadoras para gerar vapor, para produção de energia mecânica ou elétrica (CORREA NETO, 2001).

A utilização da cogeração tornou possível a substituição de máquinas a vapor para máquinas movidas a energia elétrica. Durante o início do século 20, a potência de energia utilizada pela indústria era principalmente cogerada. A geração de mais eletricidade naquele tempo foi projetada utilizando caldeiras a carvão e geradores de turbinas a vapor, com o vapor de escape usado para aplicações industriais. No início de 1900, mais de 58% do total da energia produzida por usinas de energia nos Estados Unidos foi estimada em cogeração (EDUCOGEN, 2001).

A abundância e o preço do petróleo, nas primeiras décadas do século XX, explicaram a tolerância dos usuários com o desperdício e o desestímulo para criação de novas tecnologias (LEITE, 2007).

A cogeração retoma destaque, sobretudo após 1970, com as crises do petróleo e valorização de seus derivados, admitindo um melhor aproveitamento dos combustíveis,

reduzindo os impactos ao meio ambiente, em comparação com combustíveis fósseis (CARVALHO; SANTOS, 2004).

2.3 O setor sucroalcooleiro e o etanol

No Brasil, o emprego organizado do etanol derivado da cana de açúcar, como combustível, teve início antes da Segunda Guerra Mundial (1939-1945). O processo industrial envolvia a transformação de etanol hidratado, produto das destilarias, em etanol anidro (graduação mínima de 99%), essa transformação viabilizou a mistura com a gasolina comum. O Instituto do Açúcar e Alcool (IAA) foi instituído com a função de órgão regulador, e fiscalizador, de atividades privadas e agente econômico referentes ao etanol (LEITE, 2007).

Em 1975, o Governo Federal do Brasil implementou o Programa Nacional do Alcool (Proálcool) pelo Decreto nº 76.593. O Proálcool foi incentivado pelo governo federal devido à crise mundial de petróleo e à ameaça no abastecimento de combustíveis e teve por objetivo desenvolver pioneiramente a tecnologia e a produção seriada de veículos movidos a etanol, reduzindo a dependência de combustíveis fósseis (PARRO, 1996).

Os primeiros carros movidos exclusivamente a etanol foram fabricados em 1978 e em 1979 surgiu uma nova fase da crise do petróleo, como consequência da Guerra Irã-Iraque. Essa crise acarretou na elevação do preço do petróleo, devido à repentina diminuição da produção de dois dos principais países produtores mundiais. O preço do barril de petróleo triplicou e as compras desse produto representaram 46% das importações brasileiras em 1980. O governo decidiu adotar medidas para implementação do Proálcool, criando o CNAL (Conselho Nacional do Alcool) e CENAL (Comissão Executiva Nacional do Alcool) (BIODIESELBR, 2011).

Com os recursos investidos no setor automobilístico, os automóveis movidos a etanol conquistaram rapidamente o mercado interno, obtendo uma participação de 96% da produção de automóveis, em 1985 (PARRO, 1996). A participação no consumo final do etanol, em comparação com a gasolina, passou de 1%, em 1975, para 41%, em 1985 (EPE, 2007).

O período de 1986 a 1995 foi um período de estagnação para o setor produtivo de etanol. O principal fator que contribuiu para a estagnação da produção de etanol foi a diminuição do

preço do barril de petróleo em aproximadamente 25%. Para o Brasil continuar investindo no setor sucroalcooleiro seria viável somente se o preço do barril de petróleo aumentasse, o que não era previsto na época (LEITE, 2007).

Em 2003 ocorreu uma nova etapa de participação do etanol como combustível automotivo, com a fabricação de carros bicomcombustíveis *flex-fuel*, permitindo a utilização eficiente de etanol ou gasolina.

2.4 Tecnologias dos sistemas de cogeração no setor sucroalcooleiro

Os sistemas de ciclo a vapor do tipo *topping* são adotados pelas usinas do setor sucroalcooleiro, no qual o bagaço é utilizado como combustível para geração de vapor vivo (ENSINAS, 2008).

Na década de 1870, surgiram as primeiras aplicações de cogeração no setor sucroalcooleiro, com destaque para as turbinas centrífugas. O vapor era expandido até a pressão do processo através dessas turbinas que eram utilizadas para o acionamento das moendas (PELLEGRINI, 2009).

No setor sucroalcooleiro, o objetivo dos primeiros projetos foi produzir vapor necessário ao menor custo possível, para fornecer energia motriz e calor suficiente para o processo. O vapor gerado era saturado ou levemente superaquecido. As caldeiras eram de pouca capacidade, produziam vapor com pressão¹ entre 7 a 10 bar, conseqüentemente, a estação de geração de vapor consistia de um conjunto de caldeiras. O acionamento dos equipamentos da planta industrial era essencialmente mecânico e a geração elétrica visava atender as necessidades de iluminação da própria indústria e dos núcleos residenciais próximos (SUZOR; BOUVET, 1991).

As caldeiras e turbinas eram pouco eficientes energeticamente, em muitos casos, o bagaço disponível não era suficiente para suprir as necessidade de combustível, necessitando de lenha ou carvão usados como combustível auxiliar. Com o tempo, novos geradores de vapor passaram a

¹ Neste trabalho, todos os valores de pressão apresentados referem-se a valores de pressão absoluta.

produzir vapor superaquecido com pressões entre 12 e 18 bar, e o uso de turbinas a vapor de contrapressão passou a ser habitual (CAMARGO *et al.*, 1990).

No fim da década de 80, com a fabricação de caldeiras que operavam a 300° C e 22 bar, as usinas tornaram-se auto-suficientes energeticamente, não necessitando comprar energia elétrica ou combustível. Mesmo com a auto-suficiência energética, os sistemas de cogeração ainda não propiciavam a geração de excedentes de energia (PELLEGRINI, 2009).

Até o final da década de 1990, o objetivo das usinas sucroalcooleiras era a auto-suficiência em energia elétrica e térmica. Assim, nesse período, poucas usinas produziam e comercializavam o excedente de energia elétrica (SEABRA, 2008). Poucas usinas vendiam excedentes de energia, as usinas que o faziam eram motivadas mais por uma visão de futuro negócio com energia, do que por eventuais e pequenos ganhos financeiros do momento (LEAL, 2006).

Em 1999, a meta para o setor energético das usinas sucroalcooleiras passou a ser a geração de excedentes de energia elétrica para a venda. Os fatores que contribuíram para esse novo objetivo foram: a desregulamentação do setor elétrico e a lei que permitiu ao PIE ter acesso à rede de transmissão e distribuição de energia elétrica. Essa nova proposta de modernização acelerada fez com que muitas usinas projetassem a substituição de caldeiras mais antigas por unidades de alta pressão (>40 bar) (SEABRA, 2008).

Sistemas de cogeração mais eficientes foram adotados no setor de cana-de-açúcar nacional com ciclos a vapor que operam com vapor vivo acima de 65 bar de pressão e 480°C de temperatura. A tendência confirmada junto aos fabricantes de equipamentos, no setor sucroalcooleiro, é o emprego de parâmetros mais elevados na geração de vapor, o que pode propiciar maior eficiência na geração de energia elétrica (CGEE, 2009).

Para maior aproveitamento do vapor para geração e exportação de energia elétrica, faz necessária a diminuição de vapor de consumo no processo (LARSON *et al.*, 2001).

O consumo de vapor da maioria das usinas sucroalcooleiras é da ordem de 500 kg de vapor por tonelada de cana (CAMARGO *et al.*, 1990; SUZOR; BOUVET, 1991; REIN, 2007). O

mínimo consumo de vapor no processo, com base na tecnologia atual disponível, pode variar de 340-350 kg de vapor por tonelada de cana, com uso intensivo de integração de processos (REIN, 2007), sangria nos efeitos da evaporação, trocadores de calor regenerativos e peneiras moleculares para a desidratação do etanol hidratado (SEABRA, 2008). O patamar de 280 kg vapor por tonelada de cana pode ser alcançado utilizando tecnologias descritas para o patamar de 340-350 kg de vapor/ t cana, e tecnologias não implementadas no Brasil, como, por exemplo, sangrias em todos os efeitos da evaporação (SEABRA, 2008).

Outros fatores importantes que influenciam o sistema de cogeração no setor sucroalcooleiro são:

- A perda de vapor no processo, que está diretamente ligada à reposição de água no sistema de cogeração. As perdas de vapor total do processo podem ser de 4%, segundo Pizaia *et al.* (1999). Ieda Neto (2011) relata que perdas de vapor no processo podem ser de até 5% do vapor vivo gerado, acima desse valor podem existir perdas inaceitáveis no processo, em decorrência do excesso de vazamentos em tubulações.
- A eficiência da caldeira é o parâmetro mais importante em sistemas de cogeração no setor sucroalcooleiro, segundo Natu (2005). Hugot (1986) descreve que a eficiência de caldeiras é de 78% em base PCI. Buso (2010) informou que a Dedini S/A Indústrias de Base realiza projetos de caldeiras com eficiência entre 84 a 87%, independente de pressão e temperatura do vapor gerado, com a temperatura da água na entrada da caldeira fixada no intervalo entre 90 a 120°C, de acordo com as características de cada projeto.
- Os dias de operação e o fator de capacidade da usina. Larson *et al.* (2001) relataram que os dias de operação de uma usina, no contexto do Sudeste do Brasil, é de 214 dias, no período de safra, com fator de capacidade de operação de 87%.

Macedo *et al.* (2001) consideram outras alternativas para a venda de energia elétrica como, por exemplo, o uso de: altos parâmetros de operação no sistema de cogeração, turbinas de extração-condensação e palha da cana de açúcar como combustível auxiliar.

A Tabela 2.1 compara o excedente de eletricidade de diferentes sistemas, variando a pressão e temperatura do vapor gerado pela caldeira, como também o consumo de vapor no processo e a fração de palha consumida na cogeração.

Tabela 2.1 Sistemas de cogeração no setor sucroalcooleiro com diferentes configurações.

| Parâmetros | Configuração | | | | | | |
|---|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | BPST | CEST | | | | | |
| Pressão do vapor [bar] | ^a 21 | ^a 65 | ^a 65 | ^a 65 | ^b 90 | ^b 90 | ^b 90 |
| Temperatura do vapor [°C] | 300 | 480 | 480 | 480 | 520 | 520 | 520 |
| Consumo do vapor no processo [kg/t cana] | 500 | 500 | 350 | 350 | 385 | 444 | 455 |
| Demanda elétrica total [kWh/t cana] | 28,0 | 28,0 | 28,0 | 28,0 | 28,0 | 28,0 | 28,0 |
| Fração de bagaço consumido nas paradas do sistema [%] | 10,0 | 10,0 | 10,0 | 10,0 | 10,0 | 10,0 | 10,0 |
| Fração de palha consumida na cogeração [%] | 0,0 | 0,0 | 0,0 | 50,0 | 0,0 | 25,0 | 50,0 |
| Eletricidade excedente gerada [kWh/t cana] | 10,4 | 57,6 | 71,6 | 153,0 | 87,8 | 121,3 | 160,2 |

Fonte: ^aCGEE (2005) e ^bCGEE (2009).

Nota: BPST (“Backpressure Steam-Turbine”) e CEST (“Condensing-Extraction Steam Turbine”).

Macedo *et al.* (2008) estimaram que o excedente de energia elétrica em usinas sucroalcooleiras passará dos 9,2 kWh/t cana, safra 2005/2006, para 135 kWh/t cana, para o ano de 2020. Para o último caso, tiveram por base a utilização da palha da cana de açúcar (40% de recuperação) como combustível adicional ao bagaço, em sistemas de alta pressão e processo com reduzido consumo de vapor (340 kg de vapor por tonelada de cana).

Seabra (2008) relata que usinas sucroalcooleiras que possuam sistemas de alta pressão, reduzido consumo de vapor no processo, e utilizam a palha (40% recuperação) como combustível suplementar ao bagaço, poderão gerar excedente energético de 140 kWh/t cana.

O excedente de energia elétrica que as usinas podem gerar é de 10 kWh/t cana para as usinas antigas, 50 kWh/t cana para as usinas modernizadas e até 140 kWh/t cana para as novas usinas, com utilização da palha de cana (BANCO MUNDIAL, 2010).

O objetivo futuro é a expansão da produção de eletricidade, fazendo uso de todo o bagaço disponível na unidade industrial e 50% da palha disponível e recuperada no campo. A recuperação da palha e seu uso como combustível em usinas sucroalcooleiras é um fator que aumenta consideravelmente a produção de eletricidade excedente (BANCO MUNDIAL, 2010).

O fator determinante para maior geração de excedente de eletricidade é a configuração adotada pelo sistema de cogeração.

Segundo Walter (1994), grande parte das usinas do setor sucroalcooleiro, no mundo, utilizam um dos seguintes sistemas de cogeração:

- Ciclo Rankine tradicional utilizado no setor sucroalcooleiro, sistema baseado em turbinas de contrapressão (BPST – “*Backpressure Steam-Turbine*”) ou CTC (Ciclo Tradicional de Contrapressão).
- Ciclo Rankine avançado utilizado no setor sucroalcooleiro, sistemas baseados em turbinas de extração e condensação (CEST – “*Condensing-Extraction Steam Turbine*”).
- Sistemas com parte do vapor sendo processado em turbinas de contrapressão, alimentando o processo, e outra parte do vapor sendo usado em turbinas de condensação, para geração de energia, denominado neste trabalho de BPST–C.

2.4.1 Ciclo Rankine Tradicional no setor sucroalcooleiro (BPST)

No Brasil, a maioria das usinas sucroalcooleiras utiliza turbinas de contrapressão em seu sistema de geração de energia. Esses sistemas são projetados para atender, necessariamente, as

demandas energéticas do processo, podendo operar somente durante a safra da cana-de-açúcar (PELLEGRINI, 2009).

Neste sistema não se utiliza o condensador após a turbina, e o vapor de exaustão é utilizado para suprir as demandas de calor do processo. As principais desvantagens deste sistema são a pouca variação em relação à mudança de carga (potência elétrica é determinada pelo consumo de vapor do processo) e a limitação técnico-econômica em relação à implementação de altos parâmetros de vapor (LORA, 2002).

O objetivo inicial das caldeiras do sistema em contrapressão era consumir grande quantidade de bagaço gerado no processo de extração do caldo, em usinas de cana-de-açúcar. Essa utilização visava somente um controle ambiental e, conseqüentemente, o processo era pouco eficiente do ponto de vista energético (CAMARGO *et al.*, 1990).

A Figura 2.1 apresenta o esquema usualmente adotado para o sistema de cogeração (em ciclo Rankine BPST) na agroindústria canavieira em todo o mundo. As principais variações ocorrem na pressão do vapor vivo produzido pelas caldeiras (SEABRA, 2008).

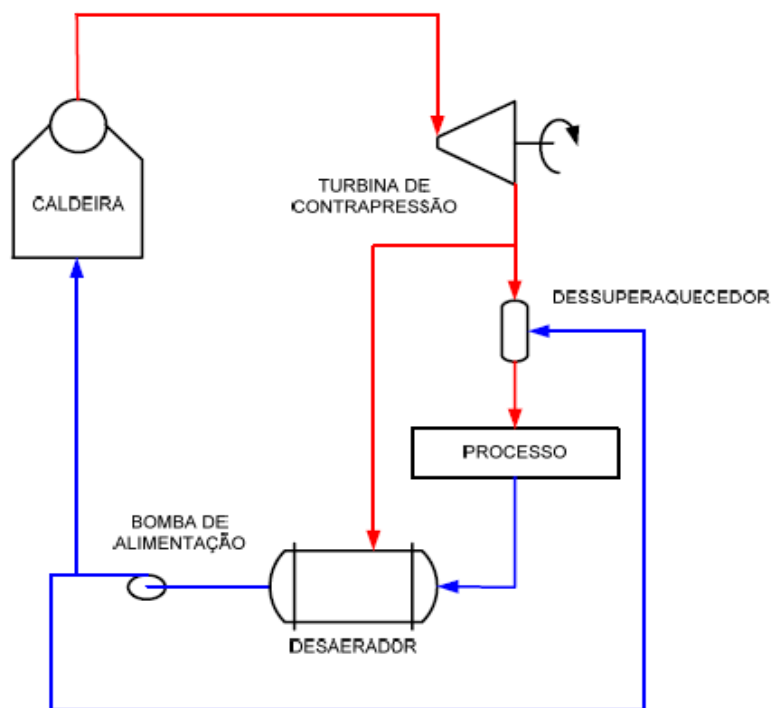


Figura 2.1 Sistemas de cogeração em turbinas de contrapressão. Fonte: Pellegrini (2009).

As usinas do setor sucroalcooleiro passaram a ser auto-suficientes energeticamente, quando os parâmetros de operação da caldeira atingiram 22 bar e 300°C, enviando o vapor gerado para uma turbina de contrapressão (CORREA NETO, 2001).

Sistemas mais eficientes energeticamente podem operar com parâmetros acima de 22 bar e 300°C, em que o vapor pode ser expandido pela turbina até uma pressão de 2,5 bar e enviado para uso no processo.

O vapor de escape da turbina passa pelo dessuperaquecedor, que tem a função de reduzir a temperatura do vapor e enviá-lo ao processo em uma temperatura próxima a saturação (ENSINAS, 2008).

Posteriormente, com a redução da temperatura no dessuperaquecedor, o vapor é enviado ao processo. O condensado gerado no processo é bombeado para caldeira, passando antes pelo desaerador que tem a função de remover os gases não condensáveis, por exemplo, oxigênio e dióxido de carbono dissolvidos na água. O efeito da remoção desses gases é a redução da corrosão nas tubulações da caldeira e elevação da temperatura da água de alimentação da caldeira (CORREA NETO; RAMON, 2002).

2.4.2 Ciclo Rankine Avançado no setor sucroalcooleiro (CEST)

O ciclo Rankine com turbinas de extração-condensação, com denominação CEST, é uma modificação do ciclo Rankine tradicional usado pelas usinas sucroalcooleiras brasileiras.

Para o sistema CEST, Camargo *et al.* (1990) recomendam a substituição de caldeiras de 19 bar, para níveis de pressão de 61 bar.

As turbinas de extração-condensação são usadas neste tipo de sistema, expandindo um vapor de alta pressão (65 bar, por exemplo) e possuindo extrações a vários níveis de pressão, geralmente 22 e 2,5 bar.

A Figura 2.2 representa esquematicamente o sistema CEST.

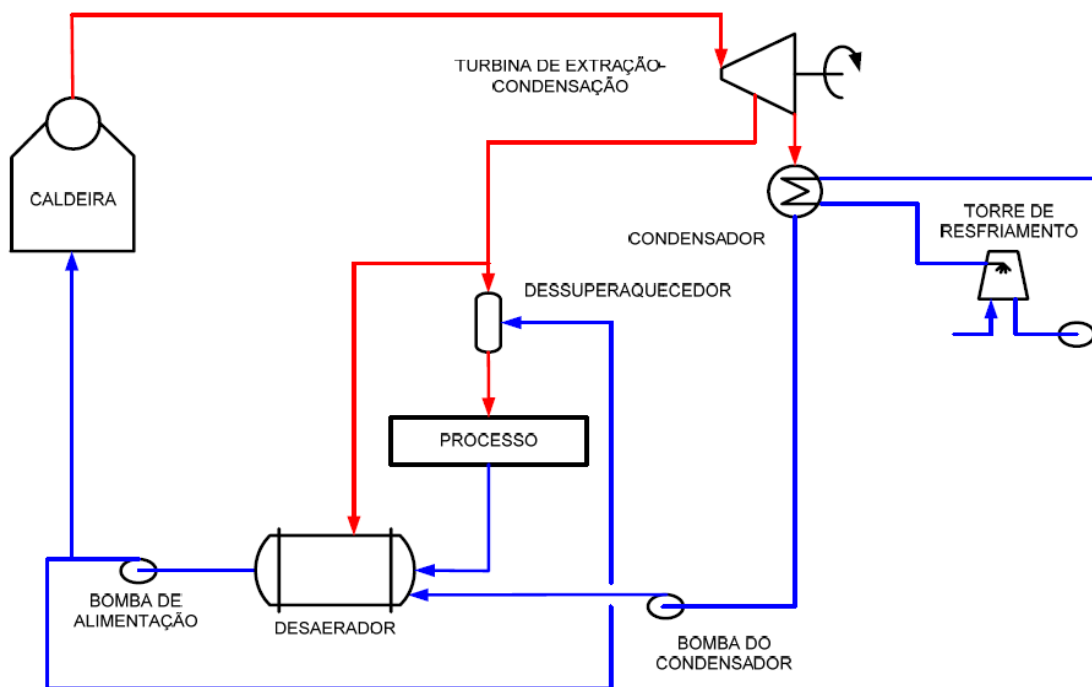


Figura 2.2 Sistemas de cogeração em turbinas de extração - condensação. Fonte: Pellegrini (2009).

Os sistemas que usam turbinas de extração-condensação são projetados para atender tanto a demanda energética do processo quanto a venda de grandes quantidades de energia elétrica excedente. Sistemas que utilizam turbinas de extração-condensação permitem a operação durante todo o ano e estabilidade na geração de eletricidade excedente (WALTER, 1994).

Segundo Seabra (2008), a energia térmica consumida pelas usinas é de 300 kWh/t cana (equivalente a 500 kg de vapor por tonelada de cana), além de 16 kWh/t cana de energia térmica consumida pelos equipamentos de moagem da cana (MACEDO *et al.*, 2001) e 12 kWh/t cana de energia elétrica utilizada na própria usina. Assim, plantas com capacidade de geração acima de 28 kWh por tonelada de cana processada passaram a disponibilizar excedentes energéticos para comercialização com a rede pública.

2.4.3 Equipamentos principais

2.4.3.1 Caldeira

A caldeira é o equipamento responsável pela geração de vapor no setor industrial, usando como combustível um material sólido, líquido ou gasoso.

O maior desenvolvimento de caldeiras de vapor ocorreu entre aquelas que utilizam combustível fóssil, representando a grande maioria das caldeiras a vapor fabricadas no mundo (SOSA-ARNAO, 2008).

No setor sucroalcooleiro, as caldeiras de vapor são alimentadas com o bagaço de cana (biomassa), um dos subprodutos do processo produção de etanol e/ou açúcar.

Em 1990, com a gradativa substituição das caldeiras e turbinas antigas, a pressão média do vapor nessas usinas atingiu 22 bar, com temperatura de 300° C. As caldeiras substitutas possuíam pré-aquecedor de ar, economizador e algum nível de automação (BNDES, 2008). Segundo Dedini (2011), os novos projetos de caldeiras, no setor sucroalcooleiro, em sua maioria são de caldeiras que operam a pressões de 41 bar e 66 bar. Alguns projetos alcançam até 112 bar.

Uma tendência das caldeiras do setor sucroalcooleiro foi o aumento da capacidade de geração de vapor. Atualmente, a maior parte dos projetos destina-se a caldeiras de capacidade de geração de vapor de 150 a 250 t/h e eficiência acima de 85% (base PCI). Novos projetos em fase de conclusão e alguns já instalados contam com caldeiras de 300 a 450 t/h de vapor gerado (CGEE, 2009).

Um fator que tem contribuído para diminuir o consumo de combustível na caldeira tem sido aumentar a temperatura da água de alimentação da mesma. Hugot (1986) assumiu em muitos casos que a temperatura da água de alimentação da caldeira é igual a 90°C, sendo comum a operação em 105°C para caldeiras que operam com pressão acima de 18 bar. Rein (2007) indicou a temperatura de 105°C em seus cálculos. Bertoli (2010) relata que a temperatura da água de alimentação pode variar de 105°C a 115°C.

Correa Neto & Ramon (2002) relataram que a produção específica de vapor nas caldeiras varia de 2,0 a 2,5 kg vapor/ kg de bagaço de cana, com uma média de 2,03 kg vapor/kg cana.

Sistemas de recuperação de calor da caldeira

A caldeira pode ser composta por alguns equipamentos que aumentam sua eficiência, ou que melhoram a eficiência de combustão da matéria-prima que é alimentada na caldeira. Entre esses equipamentos, têm-se os pré-aquecedores, economizadores e secadores de bagaço.

Os economizadores são trocadores de calor, com função de elevar a temperatura da água de alimentação da caldeira. A energia para aquecimento da água advém da energia disponível dos gases de exaustão da caldeira (BAZZO, 1995).

O movimento da água no interior do economizador é em contra fluxo, e a tubulação da água é disposta na forma de serpentina (CORTEZ *et al.*, 2008).

Com o economizador é possível elevar a temperatura da água de alimentação da caldeira para a temperatura de vapor em nível de alta pressão, com vantagem de produzir uma parcela de vapor antes de ser enviado a caldeira (BABCOCK; WILCOX, 1978).

Os economizadores são instalados antes dos aquecedores de ar (BAZZO, 1995).

Os pré-aquecedores de ar possuem a função de aquecer o ar primário e secundário utilizados na caldeira. O ar aquecido é injetado na caldeira aumentando a velocidade de combustão, e contribuindo para que a combustão ocorra de forma uniforme e estável (BAZZO, 1995).

Os gases de exaustão da caldeira fornecem energia ao pré-aquecedor de ar. Esse sistema tem por objetivo aproveitar o calor dos gases de exaustão, antes de serem liberados na atmosfera. A área de troca térmica dos pré-aquecedores é dependente dos parâmetros da caldeira, como: temperatura, pressão e vazão de vapor (SOSA-ARNAO, 2008).

A instalação de pré-aquecedor de ar reduz a temperatura dos gases de exaustão para valores mínimos, representando uma economia de combustível de 5 a 10% (BABCOCK; WILCOX, 1978).

Os gases de exaustão da caldeira podem ser utilizados em um secador de biomassa para diminuir o teor de umidade do bagaço, sendo essa alternativa descrita por Sosa-Arnan (2008) e utilizada em seu estudo sobre caldeira de biomassa.

O bagaço seco apresenta um poder calorífico superior (PCS) de aproximadamente 19,2 MJ/kg. Devido à umidade, o poder calorífico inferior (PCI) com 50% de umidade é apenas de 7,5 MJ/kg. Além de aumentar o PCI, a redução da umidade do bagaço de cana também reduz o volume dos gases de saída da caldeira (UPADHIAYA, 1991).

Existem, atualmente, secadores de bagaço operando com gases de exaustão da caldeira que atingem uma temperatura de saída entre 74 e 78 °C, aumentando o PCI do bagaço em até 92% (SOSA-ARNAO, 2008). De acordo com Nebra (1985), a temperatura dos gases na entrada do secador poderia ser em torno de 180°C.

Sosa-Arnan (2008) realizou análises de TGA (*Thermal Gravimetric Analysis*) e DSC (*Differential Scanning Calorimetry*) para amostras de bagaço de cana. Esse estudo determinou que a temperatura de pico inicial variou entre 200°C a 210°C. A temperatura de pico inicial é a temperatura em que bagaço iniciava sua volatilização, ou seja, temperatura de operação máxima em que se pode operar o secador de bagaço, sem que houvesse perda de voláteis do bagaço de cana.

2.4.3.2 Turbina

Bloch (1996) descreve a turbina como um equipamento que converte energia térmica do vapor em trabalho útil para o processo. Ele também relata que as turbinas a vapor agregam eficiência às plantas, demonstrado por meio da versatilidade, capacidade de operação e confiabilidade.

A turbina é constituída por um conjunto intercalado de bocais e pás giratórias, pelos quais o vapor escoar. Esse processo resulta em conversão de energia da corrente de alta pressão em trabalho de eixo (SMITH *et al.*, 2000).

O escoamento de vapor saturado através da turbina, vapor a baixo título, pode causar diversos danos graves nas palhetas, devido à erosão (VAN WYLEN; SONNTAG, 1978). Para

que ocorram menos problemas com desgastes ou erosão das palhetas, o título do vapor saturado em turbinas de exaustão deve ser maior que 87% (COTTON, 1993).

A produção de energia em usinas no setor sucroalcooleira prevê a substituição de turbo geradores de simples estágios para turbo geradores multiestágios, e turbo geradores que operem a altos níveis de pressão (LEAL, 2006).

Rino (2010) não considera vantajosa a utilização de turbinas de extração condensação para grandes vazões de vapor na extração. A desvantagem na utilização dessa turbina, nas condições apresentadas por ele, vem a ser devido ao alto custo de projeto e seu elevado tamanho. Rino (2010) sugere, para elevada produção de vapor vivo, o consumo desse vapor em duas turbinas, sendo uma turbina de contrapressão, que atenda as demandas energéticas do processo, e uma turbina de condensação, para produção de energia elétrica.

A Tabela 2.2 fornece dados de parâmetros de operação de turbinas no setor sucroalcooleiro, descrevendo os parâmetros de projetos utilizados por alguns fabricantes.

Tabela 2.2 Parâmetros de operação de turbinas de múltiplos estágios no setor sucroalcooleiro.

| | TGM Turbinas (RINO, 2010) | MCE Engenharia (CAMPANARI, 2010) | NG Turbinas (SCHMIDT, 2010) |
|--|------------------------------|--|-----------------------------------|
| Eficiência da turbina de contrapressão (22 bar/300°C) | 65 – 70% | 40 – 45% (simples estágio) | 70 – 75% |
| Eficiência da turbina de contrapressão (acima de 65 bar/480°C) | 83 – 88% | 78 – 80% | 80 – 85% |
| Eficiência da turbina de condensação (acima de 65 bar/480°C) | 78 – 84% | < 83% | 80 – 85% |
| Temperatura do vapor extraído a 22 bar* | 330°C | 350 – 370°C | 350°C |
| Temperatura do vapor de escape a 2,5 bar** | 127 – 130°C | 150°C | 140 – 150°C |

*vapor utilizado como fonte de energia em equipamentos de acionamento mecânico.

** vapor utilizado como fonte de energia na produção industrial de álcool e açúcar.

2.4.3.3 Moenda

A moagem é um processo de extração do caldo da cana de açúcar, que consiste em fazer a cana passar entre dois rolos, com uma pressão preestabelecida aplicada a eles. A moenda tem a função de extrair o caldo, produzindo o bagaço, que deve apresentar um grau de umidade que permita sua utilização como combustível nas caldeiras (CGEE, 2009).

A moenda é composta de 4 a 7 conjuntos de três cilindros, chamados ternos da moenda. Esse conjunto cilindros é posicionado de tal forma para que produzam o esmagamento e a extração do caldo (CORREA NETO; RAMON, 2002).

Vapor de alta pressão produzido pela caldeira alimenta a turbina, e parte do vapor expandido é extraído para acionamento de moendas, picadores e desfibradores, enquanto que o

vapor de escape da moenda à baixa pressão é usado como fonte térmica por equipamentos na produção de açúcar e etanol (ENSINAS, 2008).

A temperatura do vapor de escape da moenda de acionamento mecânico deve ser próxima à temperatura de saturação do vapor, que será utilizado no processo (IEDA NETO, 2010).

Hugot (1986) relata que, na maioria dos casos, as moendas de acionamento mecânico operam com vapor de admissão a 22,5 bar e 350°C, com vapor de exaustão a 2,5 bar e uma eficiência isentrópica de 56%.

Pistore (2004) descreveu que os parâmetros de vapor de escape moendas foi de 2,5 bar e 150°C, com vapor alimentado direto da caldeira a 22 bar/300°C. Quando as turbomoendas operaram com parâmetros de 22bar/350°C, o vapor de exaustão foi de 2,5 bar e temperaturas que variaram de 175 a 190°C.

Segundo Pellegrini (2009), aproximadamente 50% do vapor necessário no processo é expandido pelas moendas de acionamento mecânico. O consumo total de energia mecânica no sistema de extração, considerando o uso de moendas é igual a 14,4 kWh/t de cana.

A Figura 2.3 mostra moendas instaladas em uma usina.

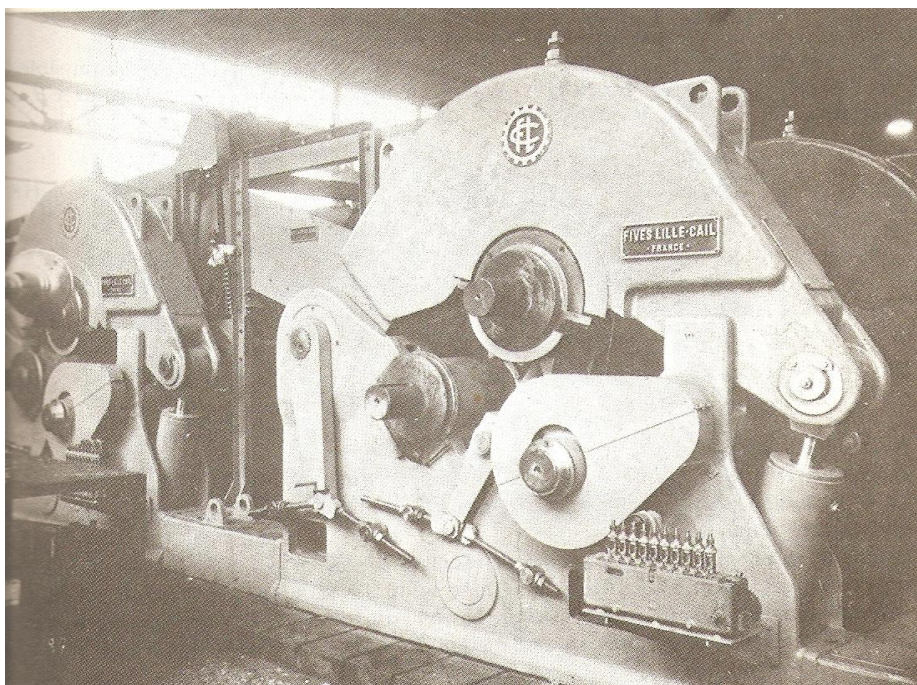


Figura 2.3 Visão lateral de ternos da moenda. Fonte: Hugot (1986)

Seabra (2008) e Faber (2010) relatam que novas usinas atuais tem optado por substituir turbinas de acionamento mecânico por motores elétricos de alta eficiência. No caso do sistema de extração, os motores elétricos podem ser acoplados aos redutores planetários na moenda e no sistema de preparo da cana. Essa tecnologia possibilita o aumento na energia excedente gerada nas usinas.

Segundo Ieda Neto (2010), a eletrificação das moendas apresenta muitas vantagens em comparação com moendas que são movidas por acionamento mecânico, algumas dessas vantagens são:

- Instalações simplificadas, limpas e modernas, e de fácil de manutenção.
- Reduções de manutenção industrial, níveis de ruído da operação e riscos de acidentes de trabalho.
- Não há vazamento de vapor, além de eliminação das juntas e excesso de graxa.

- Facilidade de arranque, parada, substituição de equipamentos, inversão e controle de velocidade com torque constante.
- Menor custo de implantação e manutenção.

2.4.3.4 Desaerador

Segundo Neves e Passos (2006), o desaerador tem a função de controlar o nível de oxigênio presente na água de alimentação da caldeira. Segundo recomendações da ASME (1994), a concentração de oxigênio na água deve ser menor que 7 ppb, para qualquer classe de pressão da caldeira.

O desaerador térmico é instalado no circuito de alimentação de água da caldeira. A ação do desaerador aliada à adição de um sequestrante de oxigênio faz com que o nível de oxigênio desejado na água seja alcançado. A remoção dos gases não condensáveis protege as tubulações, bombas, caldeiras e as linhas de retorno de condensado, dos gases corrosivos (NEVES; PASSOS, 2006).

O desaerador também é alimentado por um vapor de baixa pressão. Praticamente todo vapor, que alimenta um desaerador, condensa por contato direto com a água, elevando a temperatura da água e levando-a a condição de saturação. O desaerador opera numa pressão constante. O vapor saturado que é lançado na atmosfera arrasta os contaminantes gasosos que estavam presentes na fase líquida (SERRA, 2006).

A Figura 2.4 mostra o sistema operacional de um desaerador do tipo spray.

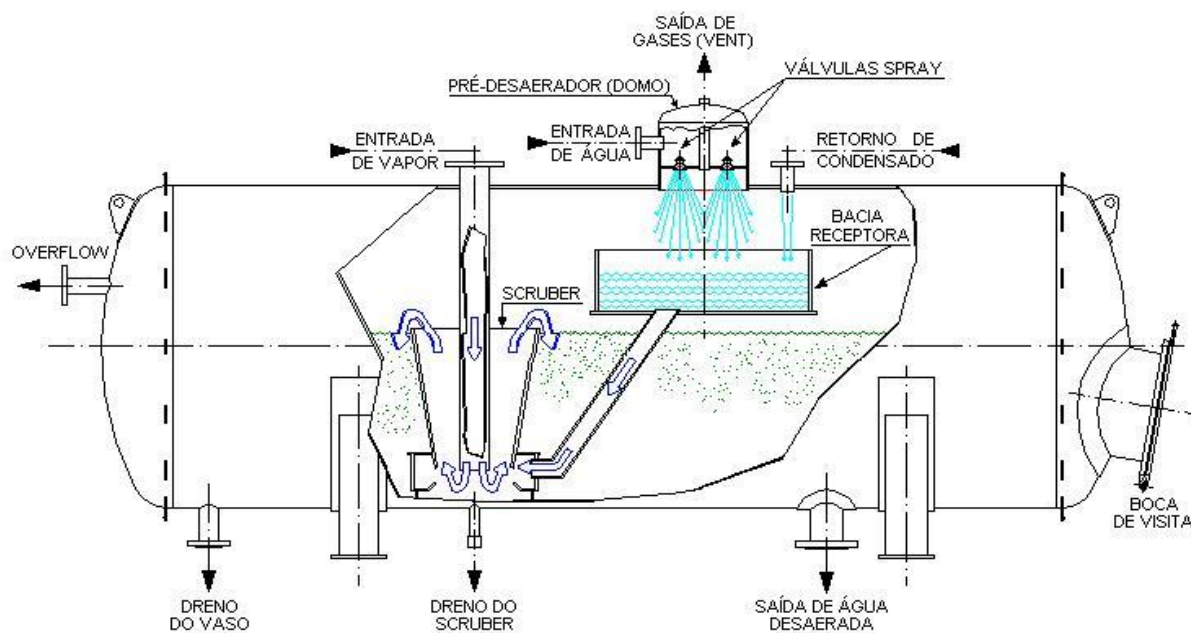


Figura 2.4 Sistema de operação do desaerador térmico e seus principais equipamentos, modelo DST. Fonte: Aquafil (2011).

Rein (2007) relata que a solubilidade do ar atmosférico, oxigênio (O_2) e dióxido de carbono (CO_2) é próxima de zero para temperaturas acima de $100^\circ C$. Isso faz com que esses compostos sejam facilmente arrastados pelo vapor que alimenta o desaerador, sendo que a temperatura de operação do desaerador é acima de $100^\circ C$.

A pressão de operação do desaerador influencia a temperatura da água desaerada, dado que a água deve se encontrar próxima à temperatura de saturação, e condizente com a temperatura da água de alimentação da caldeira.

2.5 Biomassa como combustível

Biomassa é todo material orgânico cultivado, recolhido ou colhido que pode ser utilizado como fonte de energia. Biomassa pode também ser definida como uma fonte de hidrocarbonetos renováveis que podem ser convertidos para prover transporte de energia (calor, eletricidade e transporte de combustível). Quando feitos a partir de biomassa, os produtos convertidos são conhecidos como bioenergéticos, biocombustíveis, bio-materiais e bio-químicos (IEA, 2008).

De acordo com sua origem, a biomassa pode ser: florestal (madeira, principalmente), agrícola (arroz, soja e cana de açúcar, entre outras) e rejeitos urbanos e industriais (sólidos ou líquidos, como o lixo) (ANEEL, 2008).

O consumo mundial de biomassa ainda é incerto, mas aproximadamente 10% de toda energia primária global provém da biomassa. A demanda total anual tem aumentado regularmente nos últimos anos, conforme descrito na Figura 2.5.

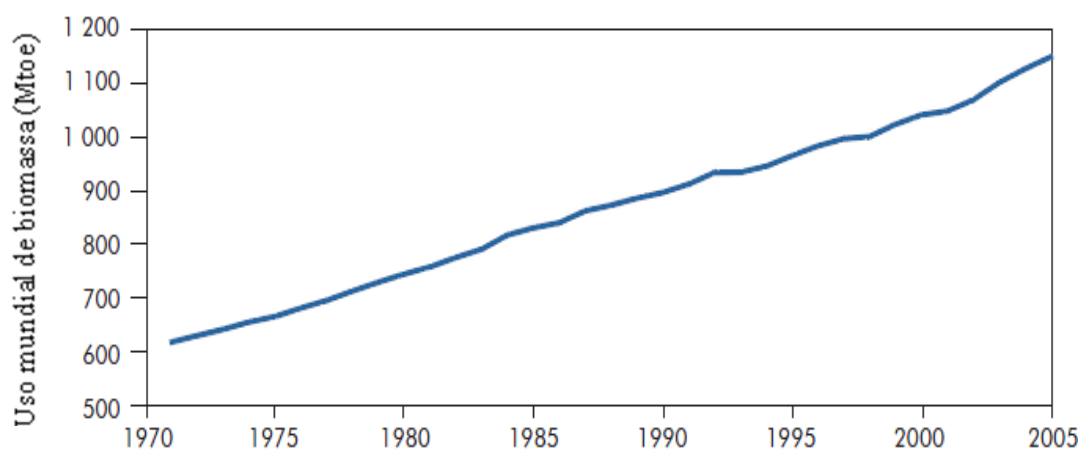


Figura 2.5 Uso primário de biomassa de 1975 a 2005. Fonte: IEA, 2008.

*Mtoe: milhões de toneladas de equivalente de petróleo.

Segundo IEA (2008), até 2050 o uso de biomassa será quatro vezes maior que o atual, alcançando em torno de 20% do total da energia primária no mundo.

O potencial econômico da biomassa depende de variáveis práticas, econômicas e políticas. Essa dependência dificulta a utilização da biomassa como principal fonte de energia, podendo tornar-se uma opção para atenuação dos efeitos ambientais causados por combustíveis não-renováveis (IEA, 2008).

Várias tecnologias para a conversão de biomassa em energia são utilizadas. Essas tecnologias são baseadas em processos termoquímicos, bioquímicos e físicos (MCKENDRY, 2002).

Os processos térmicos, que envolvem a biomassa, englobam a combustão, gaseificação, pirólise e liquefação. A conversão da biomassa por meio de digestão anaeróbica e fermentação

são dois processos bioquímicos, esses processos geram biogás e etanol, respectivamente (STREZOV *et al.*, 2007).

Cortez *et al.* (2008) relatam que a principal fonte para gerar energia da biomassa provém dos resíduos. Esses resíduos gerados apresentam grande potencial para obtenção de energia, mas somente com uma exploração adequada.

A Tabela 2.3 apresenta dados de produção mundial de produtos agrícolas, os resíduos gerados desses produtos podem ser utilizados como grande fonte de energia.

Tabela 2.3 Produção mundial de produtos agrícolas que podem ser usados para obtenção de energia.

| Matéria-prima | Produção (Mt)* |
|----------------|----------------|
| Cana-de-açúcar | 1.682.577.768 |
| Milho | 817.110.509 |
| Trigo | 681.915.838 |
| Arroz | 678.688.289 |
| Mandioca | 240.989.481 |
| Soja | 222.268.904 |

Fonte: FAO (2009). *Mt: milhões de toneladas.

Os Estados Unidos são o maior produtor de milho (333 milhões de Mt) e soja (91,4 milhões de Mt), a China é o maior produtor de arroz (197 milhões de Mt) e trigo (115 milhões de Mt) e a Tailândia é o maior produtor de mandioca (30 milhões de Mt) (FAO, 2009) . A cana-de-açúcar será discutida no item 2.3.1.

Os resíduos sólidos urbanos e industriais também estão sendo utilizados como fonte de energia em alguns países que possuem tecnologia avançada. Mas uma análise precisa desses materiais se torna difícil devido à grande variação de suas composições (que apresentam materiais orgânicos e inorgânicos), o nível econômico e industrial de cada país, e o destino dado a esses resíduos (CORTEZ *et al.*, 2008).

As Tabelas 2.4 e 2.5 apresentam parte dos resultados do trabalho realizado por Jenkins (1990), sobre as análises elementar, imediata e poder calorífico de algumas biomassas.

Tabela 2.4 Composição elementar de biomassas, em base seca [% , em massa].

| Tipo de biomassa | Carbono | Hidrogênio | Oxigênio | Nitrogênio | Enxofre | Cinzas |
|------------------|---------|------------|----------|------------|---------|--------|
| Pínus | 49,25 | 5,99 | 44,36 | 0,06 | 0,03 | 0,30 |
| Eucalipto | 49,00 | 5,87 | 43,97 | 0,30 | 0,01 | 0,72 |
| Casca de arroz | 40,96 | 4,30 | 35,86 | 0,40 | 0,02 | 18,34 |
| Bagaço de cana | 44,80 | 5,35 | 39,55 | 0,38 | 0,01 | 9,79 |
| Sabugo de milho | 46,58 | 5,87 | 45,46 | 0,47 | 0,01 | 1,40 |

Fonte: Jenkins (1990).

Tabela 2.5 Composição imediata de biomassas [% , em massa] e poder calorífico superior (PCS) em [MJ/kg] (base seca).

| Tipo de biomassa | Voláteis | Cinzas | Carbono fixo | PCS |
|------------------|----------|--------|--------------|-------|
| Pínus | 82,54 | 0,29 | 17,70 | 20,02 |
| Eucalipto | 81,42 | 0,79 | 17,82 | 19,42 |
| Casca de arroz | 65,47 | 17,89 | 16,67 | 16,14 |
| Bagaço de cana | 73,78 | 11,27 | 14,95 | 19,33 |
| Sabugo de milho | 80,10 | 1,36 | 18,54 | 18,77 |

Fonte: Jenkins (1990).

Com os dados das Tabelas 2.4 e 2.5, verifica-se que as biomassas são formadas basicamente por carbono e oxigênio, e seu teor de voláteis é alto quando comparado a outros tipos de combustíveis. Esses fatores contribuem para o uso dessas biomassas em processos de combustão total e gaseificação.

2.5.1 Bagaço e cana de açúcar

No mundo, o cultivo da cana de açúcar ocupa mais de 23 milhões de hectares, com uma produção, aproximada de 1,6 milhões de Mt em 2009. O Brasil se destaca entre os países produtores, pois contem uma área de cana plantada correspondente a 41% do total mundial, além de ser o maior produtor mundial com 690 milhões de Mt (FAO, 2009).

A cana de açúcar é uma planta do gênero *Saccharum*, originária da Ásia, apresenta maior desenvolvimento em regiões de clima com duas estações distintas: uma quente e úmida e outra fria e seca. A cana é dividida em colmos, onde se concentra a maior parte da sacarose, e pontas e folhas, chamadas de palha da cana (BNDES, 2008), que podem ser observadas na Figura 2.6.

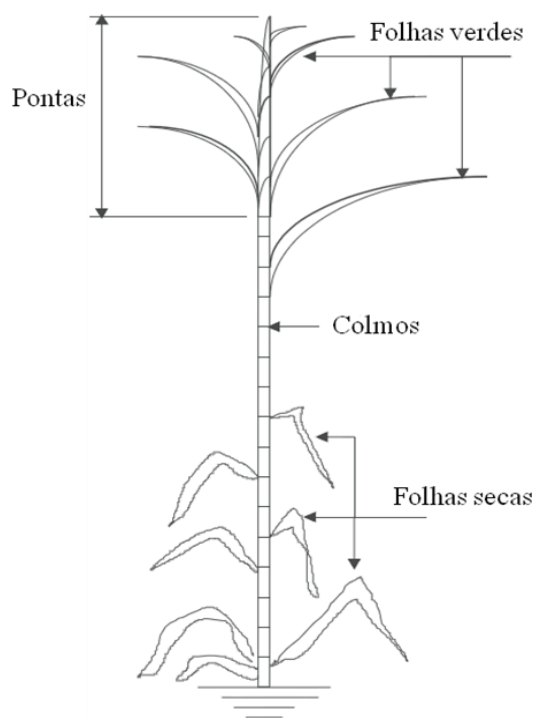


Figura 2.6 Partes da cana-de-açúcar. Fonte: Hassuani (2005).

O bagaço é um dos subprodutos da cana-de-açúcar processada em usinas. No Brasil, o excedente da produção de bagaço é comercializado como combustível industrial, ou aplicado como complemento de ração animal. A comercialização desse combustível é pequena devido ao

custo de transporte, sazonalidade da oferta, utilização para geração de vapor de processos em usinas (WALTER, 1994).

Camargo *et al.* (1990) relataram que a sobra de bagaço em usinas sucroalcooleiras é de 8% a 12% em relação ao bagaço total produzido, para sistemas operacionais descritos em seu trabalho. Para sistemas em que se utiliza todo bagaço para cogeração, principalmente em que o foco é a produção de energia elétrica, há necessidade de se estocar 10% do bagaço para fins de paradas no sistema (CGEE, 2009).

Hugot (1986) descreve que o teor de fibra na cana pode variar de 12 a 15%, com variação de 240 a 300 kg de bagaço por tonelada de cana, com 50% de umidade, ou seja, a porcentagem de fibra no bagaço úmido, recém-moido, é de 50%.

CGEE (2009) relata que o bagaço não é uma biomassa homogênea, apresentando diferentes composições e estruturas morfológicas, em função dos procedimentos de corte e de processamento industrial.

Paturau (1989) descreve que a composição do bagaço de cana pode variar muito devido aos seguintes fatores: grau de maturação da cultura, variedade da cana e eficiência industrial no processamento da matéria-prima. CGEE (2009) também cita alguns fatores que influenciam a composição da cana, dentre estes encontram-se:

- A realização ou não das queimadas antes do corte.
- Os procedimentos de colheita e carregamento com maior ou menor arraste de terra, areia e resíduo vegetal, assim como o tipo de corte (manual ou mecânico).
- O tipo de solo onde a cana é cultivada.
- Os diferentes procedimentos de limpeza da cana: a seco por revolvimento em mesas, limpeza com arrasto por corrente de água e limpeza pneumática.

Hugot (1986) e CTC (2010) relatam que a composição do bagaço de cana apresenta uma pequena variação de composição de acordo com diferentes autores, tendo calculado a média da composição dos vários trabalhos, conforme descrito na Tabela 2.6:

Tabela 2.6 Análise elementar do bagaço de cana, em base seca, [% , em massa].

| Elemento | Hugot (1986) | CTC (2010) |
|------------|--------------|------------|
| Carbono | 47,0 | 46,4 |
| Hidrogênio | 6,5 | 6,1 |
| Oxigênio | 44,0 | 44,0 |
| Nitrogênio | - | 0,20 |
| Enxofre | - | 0,10 |
| Cinzas | 2,5 | 3,00 |

Fonte: Hugot (1986) e CTC (2010).

A Tabela 2.7 descreve a análise imediata do bagaço segundo Wienese (2001).

Tabela 2.7 – Análise imediata do bagaço de cana seco, [% , em massa].

| | |
|------------------|------|
| Material volátil | 85,0 |
| Carbono fixo | 11,0 |
| Cinzas | 4,0 |

Fonte: Wienese (2001)

2.5.2 Palha da cana

Muitos autores ainda divergem em relação às definições de palha, palhada e palhiço da cana. Ripoli e Ripoli (2008) realizaram a diferenciação técnica entre palha, palhada e palhiço. Consideram a palha como sendo a folha seca da cana. A palhada como sendo as folhas e ponteiros com baixo teor de umidade, recolhida após a colheita da cana. Por último, consideram o palhiço como sendo a palhada adicionado de frações de colmos deixados na colheita, plantas daninhas e partículas de terra agregadas a esses. No entanto, estas definições são mais utilizadas no setor agrônomo.

No presente trabalho considera-se a palha como sendo formada por folhas verdes, folhas secas e ponteiros da cana-de-açúcar, que é a denominação mais utilizada no setor industrial sucroalcooleiro.

Seabra (2008) relata que enquanto o bagaço de cana é aproveitado em cerca de 90% na cogeração de energia, a palha ainda é totalmente desperdiçada.

A palha representa entre 20 a 30% da massa da cana verde e é equiparável à energia do bagaço. Essa biomassa pode ser utilizada como combustível, em substituição parcial ou total do bagaço, ou ainda como seu suplemento (WALTER, 1994).

Michelazzo e Braunbeck (2008) realizaram a análise de seis sistemas de recolhimento da palha na colheita mecânica da cana-de-açúcar. Dentre cinco desses sistemas, a palha é liberada pelas colhedoras sobre a superfície do solo. No último sistema, descrito por Michelazzo e Braunbeck (2008), a palha é colhida juntamente com a cana, com a colhedora operando com seus extratores desligados, sendo separados em uma unidade de limpeza a seco.

A palha disposta no solo tem a função de atenuar os efeitos da mecanização da colheita, como: conservação do solo, controle dos índices de umidade no solo, redução da erosão, reciclo de nutrientes, controle de ervas daninhas sem ou mínima utilização de herbicidas e redução da poluição atmosférica causada pela queima da cana (BASSINELO *et al.*, s.d.).

Ripoli e Ripoli (2009) relatam que o valor médio da umidade da palha recém cortada é de 42%, após uma semana o teor de umidade é de aproximadamente 27%, em alguns casos pode chegar a 15%, dependendo das condições do clima.

Hassuani *et al.* (2005) relataram que a palha apresenta 140 kg de matéria seca por tonelada de cana, e descreveram a importância de que ao menos metade da palha produzida seja deixada no campo. Nesse caso, assume-se que 50% da palha permanecerão no campo, gerando uma disponibilidade efetiva de 70 kg de palha por tonelada de cana colhida.

A Tabela 2.8 descreve o histórico de colheita e preparo da cana no setor sucroalcooleiro.

Tabela 2.8 – Histórico dos sistemas de colheita, transporte e recepção da cana em usinas sucroalcooleiras.

| Tipos de Sistemas | 1ª Fase < 1970 | 2ª Fase 1970-1990 | 3ª Fase 1990-atual | 4ª Fase Previsão futura |
|----------------------|-------------------|----------------------|-----------------------|----------------------------|
| Colheita da cana | Queimada | Queimada | Crua/queimada | Crua |
| Corte | Manual | Manual | Manual/Mecanizado | Mecanizado |
| Carregamento | Manual | Mecânico | Mecânico | Mecânico |
| Limpeza da cana | Sem limpeza | Lavagem da cana | Com ou sem lavagem | Limpeza a seco |

Fonte: Kasputes (2010).

Segundo Cella (2010), a lavagem da cana com água ocasiona perdas de açúcar, além de consumir grande quantidade de energia elétrica para o sistema de bombeamento e exige sistema de tratamento para água. Cella (2010) propõe a limpeza de cana a seco com utilização de ar comprimido, este sistema opera a baixo consumo de potência elétrica para separação da palha. A palha separada é utilizada como combustível em usinas que investem na cogeração de energia.

A cultura canavieira no Brasil é que a cana seja queimada no campo antes de sua colheita. Esse procedimento descarta a possibilidade de uso da palha (WALTER, 1994). A eliminação da queima da cana-de-açúcar no campo reduziria as emissões de gases responsáveis pelo efeito estufa, entre eles encontram-se os monóxidos de carbono e de nitrogênio e o metano.

No estado de São Paulo, o incentivo ao recolhimento e reaproveitamento da palha aconteceu de forma mais direta por meio da Lei Estadual 11.241/02, regulamentada pelo Decreto Estadual 47.700/03. Essa Lei Estadual prevê a eliminação progressiva da queima da palha, como método de limpeza do canavial. A eliminação deverá obedecer ao cronograma descrito na Tabela 2.9.

Tabela 2.9 – Cronograma de eliminação da queima pré-colheita da cana-de-açúcar.

| Ano | Área mecanizável onde não se pode efetuar a queima | Percentagem de eliminação da queima |
|----------------|--|-------------------------------------|
| 1º ano (2002) | 20% da área cortada | 20% da queima eliminada |
| 5º ano (2006) | 30% da área cortada | 30% da queima eliminada |
| 10º ano (2011) | 50% da área cortada | 50% da queima eliminada |
| 15º ano (2016) | 80% da área cortada | 80% da queima eliminada |
| 20º ano (2021) | 100% da área cortada | Eliminação total da queima |

| Ano | Área não mecanizável onde não se pode efetuar a queima | Percentagem de eliminação da queima |
|----------------|--|-------------------------------------|
| 10º ano (2011) | 10% da área cortada | 10% da queima eliminada |
| 15º ano (2016) | 20% da área cortada | 20% da queima eliminada |
| 20º ano (2021) | 30% da área cortada | 30% da queima eliminada |
| 25º ano (2026) | 50% da área cortada | 50% da queima eliminada |
| 30º ano (2031) | 100% da área cortada | Eliminação total da queima |

Fonte: Lei Estadual 11.241/02, adaptado por Leme (2005).

A UNICA (União da Indústria de Cana-de-Açúcar), representando a indústria paulista produtora de açúcar, etanol e bioeletricidade e o Governo do Estado de São Paulo, assinaram o Protocolo Agroambiental do Setor Sucroalcooleiro, no dia 4 de junho de 2007. Esse Protocolo, de adesão voluntária, estabeleceu a antecipação dos prazos legais para o fim da colheita da cana-de-açúcar sem o uso da queimada da cana (UNICA, 2011). Assim, o setor paulista se comprometeu a antecipar os referidos prazos, conforme se verifica pela Figura 2.7.

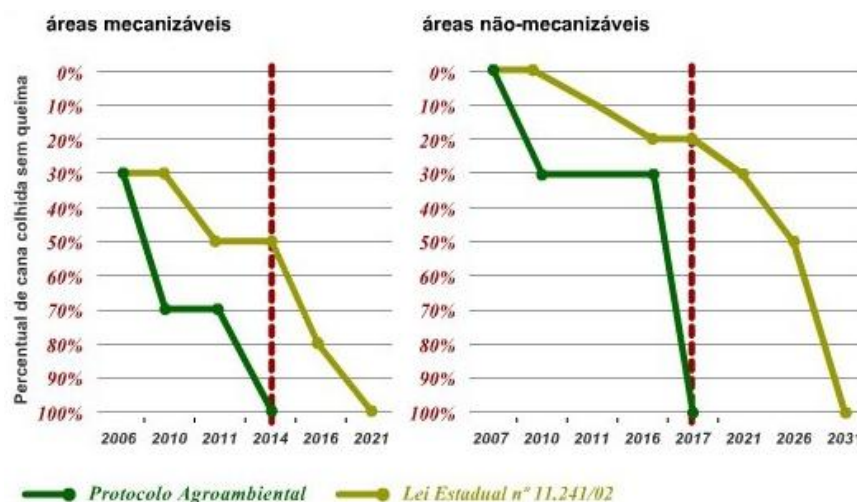


Figura 2.7 Prazo para eliminação da queima da palha no estado de São Paulo. Fonte: UNICA (2011).

Em fevereiro de 2008, a Secretaria Estadual do Meio Ambiente informou que 141 indústrias de açúcar e etanol já haviam aderido ao Protocolo, correspondendo a mais de 90% do total de usinas do território Paulista (UNICA, 2011).

Segundo CGEE (2009), os experimentos feitos em usinas brasileiras não ultrapassam os valores de 20 a 25% da mistura bagaço e palha, em massa. Esses dados evidenciam a importância de um melhor reaproveitamento da palha, no setor agrícola, e do bagaço que já é utilizado como fonte de energia no setor industrial.

Em contrapartida, a palha apresenta teores elevados de óxidos em comparação com o bagaço de cana. O uso da palha como combustível, pode comprometer o funcionamento dos equipamentos que tenham contato com esse material, ou de seus produtos. A caldeira pode sofrer a deposição de cinzas fundidas em seu interior, dependendo das temperaturas de operação da caldeira e da fusão de cinzas (CTC, 2010).

Existe pouca informação sobre a operação de caldeiras que utilizam a palha da cana, assim como, problemas e ações de mitigação relacionadas à utilização da palha. Devido ao alto teor de terra incorporada à palha, podem ocorrer problemas relacionados à formação de depósitos nas superfícies de trocadores de calor (caldeiras), além da formação de grande quantidade de cinzas (CGEE, 2009).

Mascarim Junior (2011) relata que atualmente não é viável utilizar valores maiores que 36% de recolhimento do total de palha disponível no campo. Pois, aumenta-se muito o custo com transporte da biomassa. Esta quantidade de palha representa da ordem de 22% do combustível total para geração de vapor. Segundo Mascarim Junior (2011), o recolhimento de 10% de palha, para utilização como combustível juntamente com o bagaço de cana, não ocasiona danificação em equipamentos industriais.

Pelaez Samaniego (2007) realizou a caracterização da palha da cana de açúcar, obtidos da usina Equipav, localizada no Bairro Patos do município de Promissão (SP). Os resultados de análise imediata, elementar e poder calorífico, além da composição das cinzas da palha, se encontram nas Tabelas 2.10 e 2.11:

Tabela 2.10 – Resultados da análise elementar da palha da cana-de-açúcar [%, em massa] e poder calorífico em [MJ/kg] (base seca).

| | |
|---------------------------|-------|
| Enxofre | 0,08 |
| Carbono | 44,7 |
| Hidrogênio | 5,8 |
| Nitrogênio | 0,45 |
| Cinzas | 11,57 |
| Material volátil | 81,55 |
| Umidade total | 9,92 |
| Carbono Fixo | 6,90 |
| Poder Calorífico Superior | 17,74 |
| Poder Calorífico Inferior | 16,50 |

Fonte: Pelaez Samaniego (2007).

Tabela 2.11 – Resultados da análise química das cinzas da palha de cana-de-açúcar.

| Composição química | [% , em massa] |
|---|----------------|
| Perda ao fogo | 0,57 |
| Dióxido de Silício (SiO ₂) | 52,62 |
| Óxido de alumínio (Al ₂ O ₃) | 15,80 |
| Óxido de ferro (Fe ₂ O ₃) | 3,93 |
| Óxido de cálcio (CaO) | 5,76 |
| Óxido de magnésio (MgO) | 5,27 |
| Trióxido de enxofre (SO ₃) | 2,73 |
| Óxido de sódio (Na ₂ O) | 0,12 |
| Óxido de potássio (K ₂ O) | 7,80 |

Fonte: Pelaez Samaniego (2007).

Hassuani *et al.* (2005) fizeram análises elementar, imediata, mineral e de poder calorífico para a palha (folhas secas, folhas verdes e pontas) e bagaço da cana de açúcar, seguindo as normas padrão (ASTM, 2003), conforme a Tabela 2.12.

Tabela 2.12 – Média dos resultados obtidos para palha e bagaço de cana.

| Descrição | Folhas secas | Folhas verdes | Pontas | Bagaço |
|---|--------------|---------------|--------|--------|
| <i>Análise Imediata, [%, em massa]</i> | | | | |
| Teor de umidade | 13,5 | 67,7 | 82,3 | 50,2 |
| Cinzas | 3,9 | 3,7 | 4,3 | 2,2 |
| Carbono fixo | 11,6 | 15,7 | 16,4 | 18,0 |
| Material volátil | 84,5 | 80,6 | 79,3 | 79,9 |
| PCS (MJ/kg) | 17,4 | 17,4 | 16,4 | 18,1 |
| <i>Análise Elementar*[% , em massa]</i> | | | | |
| Carbono | 46,2 | 45,7 | 43,9 | 44,6 |
| Hidrogênio | 6,2 | 6,2 | 6,1 | 5,8 |
| Nitrogênio | 0,5 | 1,0 | 0,8 | 0,6 |
| Oxigênio | 43,0 | 42,8 | 44,0 | 44,5 |
| Enxofre | 0,1 | 0,1 | 0,1 | 0,1 |
| Cloro | 0,1 | 0,4 | 0,7 | 0,02 |
| <i>Composição das cinzas (g/kg)*</i> | | | | |
| P ₂ O ₅ | 0,5 | 2,0 | 2,5 | 0,5 |
| K ₂ O | 2,7 | 13,3 | 29,5 | 1,7 |
| CaO | 4,7 | 3,9 | 2,6 | 0,7 |
| MgO | 2,1 | 2,2 | 2,5 | 0,5 |
| Fe ₂ O ₃ | 0,9 | 0,5 | 0,2 | 2,3 |
| Al ₂ O ₃ | 3,5 | 1,4 | 0,5 | 2,3 |
| <i>Composição das cinzas (mg/kg)*</i> | | | | |
| CuO | <0,06 | <0,06 | <0,06 | - |
| ZnO | 9 | 15 | 35 | - |
| MnO ₂ | 169 | 120 | 155 | 62 |
| Na ₂ O | 123 | 128 | 119 | 45 |

Fonte: Hassuani *et al.* (2005).

2.5.3 Impurezas

Com a previsão de que nos próximos anos não exista mais a queima da cana antes da colheita e que seu corte seja mecanizado, existe uma atenção em relação ao aumento de impurezas. Kasputes (2010) descreve a quantidade de impurezas contidas no corte manual e mecanizado, apresentada na Tabela 2.13.

Tabela 2.13 – Impurezas contidas na cana nos diferentes tipos de corte.

| Impurezas | Corte manual | Corte mecânico |
|-----------|--------------|----------------|
| Vegetais | 1% - 3% | 4% - 8% |
| Minerais | 0,8% - 1,5% | 0,4% - 0,7% |

Fonte: Kasputes (2010).

A impureza vegetal é referente à palha da cana, enquanto que a impureza mineral é referente à argila e areia presentes na cana.

Segundo Kasputes (2010) com a proposta futura de utilização da palha da cana, no processo industrial, ocorrerá o aumento da geração de vapor e energia elétrica, mas com crescente aumento das impurezas, podendo ocorrer alguns problemas, como:

- Desgastes dos transportadores de bagaço.
- Desgaste em camisas, bagaceiras, facas e martelos.
- Desgastes e/ou entupimento na tubulação da caldeira (pré-ar, economizadores e rotores dos exaustores).
- Redução do índice de percolação dos difusores de cana.

Em caldeiras, as impurezas inorgânicas podem gerar problemas denominados *fouling* e *slagging*. Na combustão, os óxidos presentes no combustível (bagaço ou palha) se transformam em cinzas, podendo se depositar nas tubulações da caldeira. O *slagging* ocorre em condições em que as cinzas estão fundidas, ou apresentam alta viscosidade. Caso a deposição das cinzas ocorra havendo vaporização e condensação das mesmas, sobre as superfícies de troca térmica, tem-se o

fouling. Nesses dois casos ocorre a redução da eficiência de troca térmica, prejudicando o desempenho do equipamento.

A queima da palha leva ao rápido e excessivo *fouling* em superfícies de transferência de calor da caldeira, bem como *slagging* e aglomerações de resíduos na fornalha. A palha da cana apresenta teores consideráveis de silício, potássio e cloro. O bagaço da cana não apresenta as tendências incrustantes da palha, pois o potássio e o cloro são lixiviados no processo de extração do açúcar (BAXTER *et al.*, 1998).

CAPÍTULO 3

SIMULAÇÃO DOS SISTEMAS DE COGERAÇÃO DE ENERGIA

3.1 Descrição do software Thermoflow

O software Thermoflow® é um simulador de plantas industriais, amplamente utilizado em processos que envolvem geração de energia com utilização de turbinas a vapor ou turbinas a gás, assim como, plantas de energia, sistemas de gaseificação de biomassa, dessalinização, refrigeração e outros sistemas térmicos.

O software Thermoflow® teve sua primeira versão comercializada em 1987. Atualmente este software apresenta alguns módulos para simulação de processos, por exemplo, o GT PRO®, STEAM PRO®, Peace® e o Thermoflex® que será usado no presente trabalho (THERMOFLOW, 2009).

O software Thermoflow® iniciou o desenvolvimento do Thermoflex® em 1995, módulo é o mais completo dentro desta mesma linha de programas de simulação para sistemas térmicos. O Thermoflex® possui a vantagem de ter um amplo banco de dados de combustíveis e suas respectivas propriedades, com opção de trabalhar com propriedades diferentes das que se encontram na biblioteca do simulador. Este simulador possui um banco de dados de vários modelos de turbinas comerciais, abrangendo turbinas a gás que operam especificamente com gás de síntese.

O Thermoflow® possui dois tipos de modelos, chamados de modelo termodinâmico e modelo de engenharia. No modelo termodinâmico, modelo simplificado em comparação com outros modelos, é possível realizar balanços de massa e energia, este modelo está disponível no Thermoflex® e Peace®. O modelo de engenharia requer um número maior de dados, pois descreve o equipamento fisicamente, além de fornecer especificações e custos do mesmo, este

modelo está disponível somente no módulo Peace®. O modelo utilizado em todas as simulações é modelo termodinâmico do módulo Thermoflex®.

O Thermoflex® possui o modelo termodinâmico, em que se assumem conceitos básicos de termodinâmica, gerando resultados por meio do balanço de massa e energia, tornando possível a análise de desempenho da planta.

3.2 Descrição dos sistemas

Os três tipos de sistemas estudados neste trabalho foram simulados utilizando os dados da Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Descrição geral dos processos simulados.

| Biomassa | Teor de umidade [%] | Sistema de cogeração | Período de operação da usina | Condições de operação da caldeira | Tipo de acionamento da moenda |
|--|---------------------|----------------------|------------------------------|-----------------------------------|-------------------------------|
| Bagaço de cana | 50 | BPST | Safr | 22 bar/300°C | Mecânico |
| | | | | | Elétrico |
| | | | | 65 bar/ 480°C | Mecânico |
| | | CEST | Safr | | Elétrico |
| | | | | 100 bar/530°C | Mecânico |
| | | | | | Elétrico |
| Palha de cana (suplemento do bagaço de cana) | 15 | BPST – C | Ano todo | 65 bar/ 480°C | |
| | | | | 100 bar/530°C | Elétrico |
| | | | | | |
| | | CEST | Safr | 65 bar/ 480°C | |
| | | | | 100 bar/530°C | Elétrico |
| | | | | | |

3.3 Composições do bagaço e palha adotados nas simulações

A simulação utilizada neste trabalho considerou como combustível o bagaço de cana e a palha da cana, material disponível em usinas do setor sucroalcooleiro.

Nas simulações, primeiramente, definiu-se as análises elementar, imediata e composição das cinzas da palha e do bagaço de cana. Para o bagaço de cana, considerou-se a análise elementar reportada por CTC (2010), a análise imediata reportada por Wienese (2001) e o poder calorífico superior (PCS) reportado por Gabra *et al.* (2001). No caso da palha da cana, a análise elementar, assim como, a análise imediata e o poder calorífico superior (PCS) foram as reportadas por Pelaez Samaniego (2007). Esses dados são descritos nas Tabelas 3.2 e 3.3.

Tabela 3.2 – Composição do bagaço e da palha de cana-de-açúcar.

| Descrição | Bagaço ^{[a] [b] [c]} | Palha ^[d] |
|---|-------------------------------|----------------------|
| <i>Análise Imediata, [%, em massa]^[a]</i> | | |
| Teor de umidade | 0,0 | 0,0 |
| Cinzas | 3,0 | 12,8 |
| Carbono fixo | 12,0 | 7,7 |
| Material volátil | 85,0 | 79,5 |
| PCS (MJ/kg) ^[b] | 18,2 | 19,7 |
| <i>Análise Elementar* [%, em massa]^[c]</i> | | |
| Carbono | 46,4 | 49,6 |
| Hidrogênio | 6,1 | 6,4 |
| Nitrogênio | 0,2 | 0,5 |
| Oxigênio | 44,2 | 30,5 |
| Enxofre | 0,1 | 0,1 |
| Cloro | 0,0 | 0,0 |

Fonte: ^[a]Wienese (2001), ^[b]Gabra *et al.* (2001), ^[c]CTC (2010) análises correspondentes ao bagaço de cana, e ^[d]Pelaez Samaniego (2007) análises correspondente à palha da cana.

A composição das cinzas do bagaço foi reportada por Gabra *et al.* (2001), enquanto que a da palha da cana foi reportada por Pelaez Samaniego (2007), como mostra a Tabela 3.3.

Tabela 3.3 – Composição química das cinzas do bagaço e da palha de cana-de-açúcar, [%, em massa].

| Composição química | Bagaço de cana ^[a] | Palha ^[b] |
|---|-------------------------------|----------------------|
| Perda ao fogo | 0 | 0,57 |
| Dióxido de Silício (SiO ₂) | 72,3 | 52,62 |
| Óxido de alumínio (Al ₂ O ₃) | 8,0 | 15,80 |
| Óxido de ferro (Fe ₂ O ₃) | 6,2 | 3,93 |
| Óxido de cálcio (CaO) | 4,2 | 5,76 |
| Óxido de magnésio (MgO) | 2,3 | 5,27 |
| Trióxido de enxofre (SO ₃) | 0,0 | 2,73 |
| Óxido de sódio (Na ₂ O) | 1,0 | 0,12 |
| Óxido de potássio (K ₂ O) | 4,5 | 7,80 |

Fonte: ^[a] Gabra *et al.* (2001) e ^[b] Pelaez Samaniego (2007).

Os trabalhos de Hugot (1986) e Camargo (1990) relatam que a umidade do bagaço de cana em média é de 50%. Hugot (1986) relata que o teor de fibra na cana-de-açúcar varia de 12 a 15%. Nas simulações foi utilizado o teor de fibra na cana igual a 14%, correspondendo a 280 kg de bagaço por tonelada de cana.

A palha apresenta 140 kg de matéria seca por tonelada de cana (HASSUANI *et al.*, 2005). Os trabalhos de Larson *et al.* (2002), Hassuani *et al.* (2005) e CGEE (2009) descrevem a palha de cana com umidade de 15%. Considerando que a palha apresenta 15% de umidade, a massa de palha disponível é de 164,8 kg por tonelada de cana.

As composições de bagaço e palha de cana, considerando o teor de umidade de 50% e 15%, respectivamente, se encontram no Apêndice no final deste trabalho, dado pelas Figuras A.1 a A.5. O poder calorífico inferior do bagaço e da palha da cana, gerados pelo Thermoflex®, foram de 7,21 MJ/kg e 15,18 MJ/kg, respectivamente.

Nos três sistemas, primeiramente, estudou-se o potencial energético por meio de simulações, considerando bagaço de cana a 50% de umidade. Na sequência, estudou-se o potencial energético da mistura de bagaço e palha da cana, considerando a taxa de recolhimento

da palha de 10% e 50%, com 15% de umidade. As simulações que utilizaram a palha foram realizadas para os sistemas CEST e o sistema BPST–C.

3.4 Parâmetros utilizados nas simulações

O trabalho foi desenvolvido com o uso do software Thermoflex®, módulo do pacote Thermoflow®, fazendo-se a simulação dos ciclos Rankine (BPST, CEST e BPST–C).

Foi considerada como base de todas as simulações uma usina que processa 500 toneladas de cana por hora, resultando em uma vazão de bagaço de cana de 38,9 kg/s, a 50% de umidade (b.u.). Considerando que 10% do bagaço gerado são estocados para reinício de operações industriais, a vazão de bagaço disponível para utilização no gerador de vapor é de 35 kg/s.

Considerando que pelo menos metade da palha é deixada no campo, o total de palha disponível para cogeração é de 82,4 kg por tonelada de cana.

Nas simulações foram considerados que o percentual de recolhimento de palha no período de safra, a ser utilizado como combustível juntamente com o bagaço, é de 10% e 50%, resultando em um fluxo de 8,2 e 41,2 toneladas de palha por hora, respectivamente.

Mascarim Junior (2011) relata que a quantidade de 10% de recolhimento palha já está sendo utilizada em algumas usinas, sem ocasionar a necessidade de modificações de projetos e equipamentos industriais.

O recolhimento de palha de 50% pode ser uma realidade futura. Os problemas atuais para o uso dessa grande quantidade de palha são os custos de transporte, custos referentes ao adensamento e projeto de caldeira que opere com elevada quantidade de cinzas/minerais gerados pela combustão da palha.

A Tabela 3.4 descreve os fluxos de massa dos combustíveis, bagaço e palha de cana, para geração de vapor na caldeira.

Tabela 3.4 – Dados das massas de bagaço e palha de cana considerados nas simulações.

| | [kg/t cana] | [t/h] | [kg/s] |
|-------------------------------------|-------------|-------|--------|
| Cana-de açúcar (caso base) | | 500,0 | 138,9 |
| Bagaço de cana produzido (50% b.u.) | 280,0 | 140,0 | 38,9 |
| Bagaço de cana disponível | 252,0 | 126,0 | 35,0 |
| Bagaço de cana estocado | 28,0 | 14,0 | 3,9 |
| Palha de cana disponível (15% b.u.) | 164,8 | 82,4 | 22,9 |
| Palha de cana (10% recolhido) | 16,5 | 8,2 | 2,29 |
| Palha de cana (50% recolhido) | 82,4 | 41,2 | 11,44 |

O processo industrial para produção de etanol e açúcar consome energia na forma de vapor. Nas simulações foram considerados três níveis de consumo de vapor pelo processo, sendo 500, 340 e 280 kg de vapor por tonelada de cana processada. O consumo de vapor pelo processo de 500 kg de vapor por tonelada é típico de usinas sucroalcooleiras. A redução de consumo de vapor pelo processo para 340 kg/t cana pode ser alcançado com base na tecnologia industrial atual, com significativas melhorias nas eficiências dos processos (REIN, 2007), e melhorias nos processos de evaporação, destilação e uso de trocadores de calor regenerativos e peneiras moleculares para desidratação do etanol (CGEE, 2009). O consumo de vapor de processo de 280 kg/t cana pode ser alcançado com a mesma tecnologia utilizada para o consumo de vapor no processo de 340 kg vapor/ t cana, somados a sangrias em todos os efeitos da evaporação (SEABRA, 2008).

A Tabela 3.5 descreve essa relação de vapor consumido nos processos para todas as simulações descritas neste trabalho.

Tabela 3.5 – Consumo de vapor utilizado para produção de açúcar e álcool, considerando uma usina que opera a 500 toneladas cana moída por hora.

| Relação de vapor consumido no processo [kg vapor/t cana] | Vazão de vapor consumido no processo [kg/s] |
|--|---|
| 500 | 69,5 |
| 340 | 47,2 |
| 280 | 38,9 |

Para os sistemas simulados foram utilizados três configurações de pressão e temperatura, entre elas encontram-se a pressão de 22 bar e temperatura de 300°C, usada pela maioria das usinas sucroalcooleiras no Brasil. Outras configurações usadas nas simulações são de caldeiras que geram vapor a 65 bar/480°C e 100 bar/530°C, utilizadas em projetos da Dedini S/A (2010).

A Tabela 3.6 descreve os parâmetros considerados em cada equipamento e etapa do processo.

Tabela 3.6 – Parâmetros de operação considerados para os sistemas simulados.

| Equipamentos | BPST1 | BPST2 CEST1 BPST – C1 | BPST3 CEST2 BPST – C2 |
|---|-------|-----------------------------|-----------------------------|
| Caldeira | | | |
| Temperatura da água de alimentação [°C] | 105 | 105 | 105 |
| Pressão do vapor gerado [bar] | 22 | 65 | 100 |
| Temperatura do vapor gerado [°C] | 300 | 480 | 530 |
| Eficiência da caldeira [base PCI] | 78 | 85 | 85 |
| Turbina | | | |
| Pressão de exaustão do vapor [bar] | 2,5 | 2,5 | 2,5 |
| Temperatura de exaustão do vapor [°C] | 140 | 140 | 140 |
| Dessuperaquecedor | | | |
| Temperatura de água [°C] | 25 | 25 | 25 |
| Temperatura de saída do vapor [°C] | 132 | 132 | 132 |
| Processo | | | |
| Temperatura do vapor [°C] | 127,4 | 127,4 | 127,4 |
| Pressão do vapor [bar] | 2,5 | 2,5 | 2,5 |
| Desaerador | | | |
| Pressão de operação [bar] | 1,2 | 1,2 | 1,2 |
| Gases não condensáveis [kg/h]* | <3,6 | <3,6 | <3,6 |

*Os gases não condensáveis são aqueles que não condensaram pelo contato direto do vapor com a água.

A perda de vapor considerada nas simulações foi de 4% em relação ao vapor gerado pela caldeira.

Foram considerados os períodos de safra e entressafra, descritos da seguinte forma:

- Período de safra: 214 dias, com 87% de capacidade, resultando em 186 dias efetivos de funcionamento do processo, correspondendo a 4464 horas de operação (LARSON *et al.*, 2001).
- Período de entressafra: Considerando que a usina opera por 214 dias e que 30 dias sejam para parada da planta térmica, o período de entressafra é de 121 dias, ou 2904 horas.

Em todas as simulações foi considerado que os sistemas propostos operavam em um local que apresenta as características descritas na Tabela 3.7.

Tabela 3.7 – Dados de fatores e elementos do clima utilizados nas simulações.

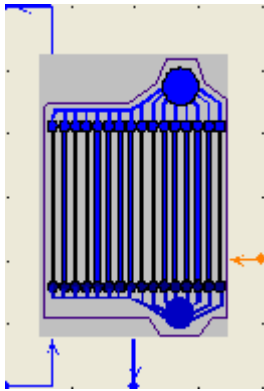
| | |
|---------------------------------|------|
| Altitude [metros] | 600 |
| Temperatura Ambiente [°C] | 25,0 |
| Umidade relativa do ar [%] | 70,8 |
| Temperatura de bulbo úmido [°C] | 21,0 |
| Pressão ambiente [bar] | 0,94 |

3.5 Descrição das simulações

As simulações foram iniciadas ao selecionar o módulo de simulação de processos Thermoflex19®, do pacote Thermoflow®.

Na área de trabalho desse simulador, foram inseridos os equipamentos comuns de cogeração do setor sucroalcooleiro, conforme descrito no Apêndice (Figuras A.6 a A.8).

Os equipamentos utilizados em todas as simulações são descritos a seguir.



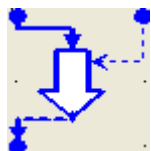
My Package Boiler: Esse ícone representa a caldeira, ou gerador de vapor, usada nas simulações de todos os processos. Apresentando duas correntes de entrada (alimentação de combustível e água) e duas correntes de saída (vapor vivo gerado e vapor do blowdown da caldeira). Os dados de entrada específicos referentes à caldeira encontram-se no Apêndice na Figura A.9.



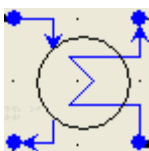
Fuel Source: Esse ícone foi responsável pela inserção de dados referentes ao combustível, sendo corrente de entrada do combustível na caldeira. Para o sistema BPST a simulação foi realizada somente para o bagaço de cana, com inserção de dados conforme se encontra no Apêndice, na Figura A.1b e A.2.



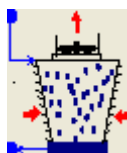
Steam Turbine: Representada pela turbina do sistema BPST e também dos outros sistemas, sendo alimentada pelo vapor vivo gerado pela caldeira. Em um caso especial, a “steam turbine” representou a moenda de acionamento mecânico. A temperatura de exaustão do vapor da turbina é gerada pelo simulador quando é inserida a eficiência isentrópica da turbina ou a entalpia do vapor na exaustão. Os dados específicos referentes à turbina encontram-se no Apêndice na Figura A.10. Os dados de específicos referentes à moenda encontram-se no Apêndice na Figura A.11.



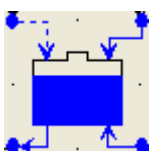
Process with Return: Este ícone representa o vapor consumido no processo, com retorno de condensado ao processo. O vapor que alimenta o processo provém do vapor expandido da turbina (2,5 bar). Os dados de entrada específicos referentes ao vapor utilizado no processo encontram-se no Apêndice na Figura A.12.



Water-cooled Condense: Representa o condensador utilizado nas simulações, responsável pela redução da temperatura de vapor saturado para atingir a condição de líquido sub-resfriado. Os dados de entrada específicos referentes ao condensador encontram-se no Apêndice na Figura A.13.



Cooling Tower: Representa a torre de resfriamento utilizada nas simulações, responsável pela alimentação de água no condensador. Os dados de entrada específicos referentes à torre de resfriamento encontram-se no Apêndice na Figura A.14.



Deaerator: Este ícone representa o desaerador utilizado nas simulações. O desaerador deste simulador possui três correntes de entrada, sendo elas: corrente de condensador que retorna do processo, corrente de reposição de água e corrente de vapor de exaustão da turbina. A corrente de saída é responsável pela água desaerada que alimenta a caldeira. Os dados de entrada específicos referentes ao desaerador encontram-se no Apêndice na Figura A.15.



Water/Steam Source: Fonte de alimentação de água ou vapor. Nas simulações, este ícone foi inserido no desaerador como água de reposição do processo. Os dados de entrada específicos referentes à água de reposição encontram-se no Apêndice na Figura A.16.



Water Pump: Bomba de água que tem a função de levar a pressão da água ao nível requerido pela simulação. Os dados de entrada específicos referentes à bomba de água encontram-se no Apêndice na Figura A.17.



Connect: Esse comando é responsável pela conexão dos equipamentos, sempre clicando na corrente de saída de um equipamento e conectando na corrente de entrada do outro equipamento

Depois de inseridos todos os equipamentos e conectadas todas as correntes de entrada e saída, dois passos seguintes são importantes para que possam ser gerados os resultados das simulações. Deve, necessariamente nesta ordem, serem selecionados os itens “check drawing” e “check inputs”, sendo descritos como:



Check Drawing: Essa opção permite checar se todas as correntes da simulação estão conectadas, caso contrário, o simulador indicará quais correntes precisam ser conectadas. Após essa etapa é inserido os dados de entrada em cada um dos equipamentos como descrito no Apêndice.



Check Inputs: Essa opção permite checar se os dados inseridos em cada equipamento estão coerentes com o modelo de cada equipamento e o sistema termodinâmico proposto da simulação. Dois casos poderão ocorrer depois selecionada a opção *Check Inputs*. No primeiro caso, pode aparecer uma janela indicando uma mensagem de erro, em que algum dado de entrada não condiz com os modelos de simulação propostos, que há necessidade de correção dos dados inseridos. No segundo caso, pode aparecer uma janela indicando que foram checados todos os dados inseridos, indicando que a simulação pode ser calculada.

3.5.1 Descrição das simulações de sistemas BPST

As simulações para o sistema BPST, usando turbinas de contrapressão, foram realizadas somente para o período de safra da cana de açúcar.

A relação de consumo de vapor de 500 kg de vapor por toneladas de cana somente é utilizada no sistema BPST.

As simulações para o sistema BPST tiveram por objetivo principal suprir a demanda de vapor do processo, obtendo para maioria dos casos sobras de bagaço. Foi realizado o estudo sobre a vantagem de utilização de moendas de acionamento elétrico ou mecânico.

As simulações para o ciclo Rankine BPST podem ser divididas com uso de:

- Moendas de acionamento elétrico, com alimentação na caldeira somente de bagaço de cana.
- Moendas de acionamento mecânico, com alimentação na caldeira somente de bagaço de cana.

Conforme discutido na revisão bibliográfica, a demanda de energia elétrica para acionamento do sistema de extração do caldo da cana-de-açúcar em uma usina é equivalente a 16 kWh por tonelada de cana moída (MACEDO *et al.*, 2001).

Para o caso em que se utilizou moenda de acionamento mecânico foi necessário calcular a quantidade de vapor necessário, utilizado pela moenda, para o consumo de 16 kWh/t cana.

O cálculo foi realizado considerando que a potência pelo sistema de extração do caldo é de 8000 kW, equivalente aos 16 kWh/t cana para uma usina que processa 500 toneladas de cana por hora.

Neste trabalho, a simulação com moendas de acionamento mecânico foi realizada de duas formas. O primeiro modo, aplicado nas simulações de sistemas com parâmetros de operação de caldeira de 22 bar e 300°C, o vapor gerado nesta caldeira foi diretamente admitido na moenda. O segundo modo considerou a pressão de admissão de 22 bar e temperatura de 340 °C, para o vapor extraído de turbogeradores.

A pressão de exaustão do vapor das moendas foi de 2,5 bar, com moendas que apresentaram eficiência isentrópica de 56% (HUGOT, 1986).

A temperatura do vapor de exaustão foi calculada a partir dos dados da temperatura de entrada do vapor vivo e da eficiência isentrópica da moenda.

A Tabela 3.8 descreve os parâmetros de vapor simulados para dois tipos de moendas que operam com temperaturas de admissão diferentes.

Tabela 3.8 – Parâmetros de operação de moendas para o sistema BPST.

| Equipamentos | BPST1 | BPST2 |
|---|--------------|--------------|
| Moendas | | |
| Origem do vapor | Caldeira | Turbina |
| Temperatura do vapor de admissão (°C) | 300 | 340 |
| Pressão do vapor de admissão (bar abs.) | 22 | 22 |
| Pressão do vapor na exaustão (°C) | 2,5 | 2,5 |
| Eficiência isentrópica da turbomoenda (%) | 56 | 56 |

Os dados das Tabelas 3.1 a 3.8 foram a base para o cálculo das simulações do sistema BPST.

O sistema BPST foi simulado conforme mostra a Figura 3.1. A Figura 3.1a mostra o processo considerando uma moenda de acionamento mecânico, enquanto que a Figura 3.1b mostra o processo considerando uma moenda de acionamento elétrico.

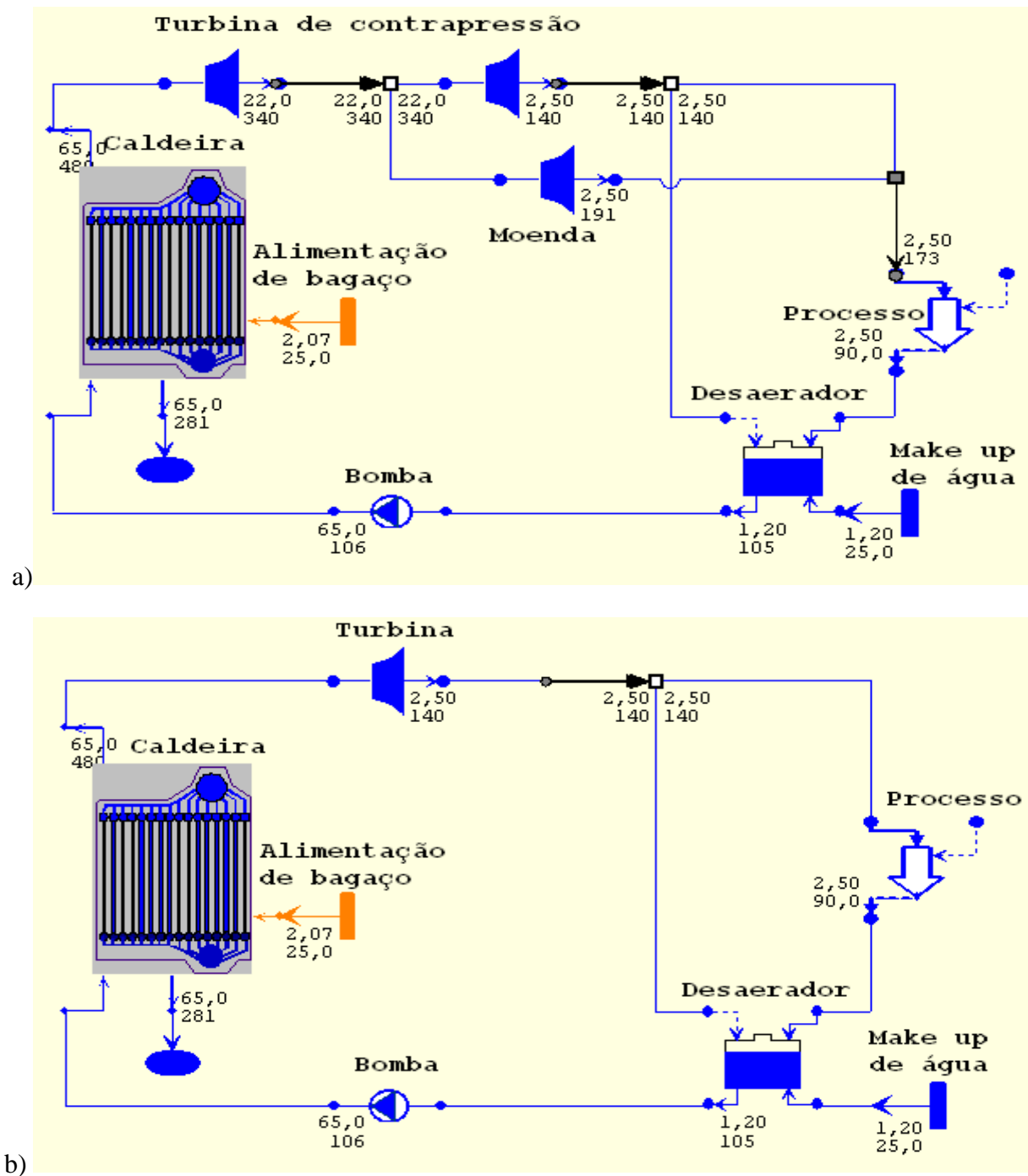


Figura 3.1 Sistemas de cogeração em turbinas de contrapressão, com a) moendas de acionamento mecânico e b) moendas com acionamento elétrico. Nota: os valores próximos as correntes de saída de cada equipamento correspondem à pressão (valor superior, em bar) e temperatura (valor inferior, em °C).

No caso da Figura 3.1b, não se considera a existência da moenda de acionamento mecânico no sistema. Parte da produção de energia elétrica, por meio da turbina, será aproveitada em uma moenda de acionamento elétrico. A moenda de acionamento elétrico não faz parte da simulação, fazendo menção apenas do gasto de energia elétrica consumido pela moenda de acionamento elétrico, que é de 16 kWh/t cana.

3.5.2 Descrição das simulações de sistemas CEST

A simulação para o ciclo Rankine avançado (CEST), usando turbinas de extração-condensação, foi realizada somente para o período de safra da cana de açúcar, considerando a disponibilidade de bagaço e da palha de cana. As simulações para este sistema foram realizadas considerando somente moendas de acionamento elétrico.

Neste sistema a turbina apresenta vários estágios. No estágio da turbina em que a pressão do vapor é de 2,5 bar, ocorrerá a extração de vapor para o processo, o restante do vapor é utilizado nos estágios seguintes da turbina para geração de energia elétrica. No último estágio da turbina o vapor se encontra na temperatura de saturação.

No sistema CEST, foram realizadas simulações usando como combustível o bagaço de cana, e em outro momento foram realizadas simulações que envolveram a mistura de bagaço e palha da cana, com taxas de recolhimento da palha de 10% e 50%.

Foi considerada a eficiência da caldeira de 85% em base PCI (BUSO, 2010). Essa eficiência, 85% em base PCI, foi utilizada quando a caldeira foi alimentada não somente com bagaço de cana, mas também com misturas de bagaço e palha de cana.

O condensador é o equipamento adicionado ao sistema CEST, com o objetivo de condensar o vapor de exaustão da turbina de extração-condensação. O vapor de exaustão da turbina de extração-condensação foi considerado com pressão de 0,135 bar, saturado, com título de 91%.

Foi considerada a redução de temperatura de 3,5°C no vapor alimentado no condensador. Essa redução de temperatura foi suficiente para que o vapor saturado que alimenta (entrada) o condensador esteja na forma de líquido condensado na saída.

Os parâmetros específicos que envolvem as simulações no sistema CEST encontram-se nas Tabelas 3.2 a 3.7, e na Tabela 3.9 descrita abaixo.

Tabela 3.9 – Parâmetros de operação para o sistema CEST.

| Equipamentos | CEST 1 | CEST2 |
|---|---------------|--------------|
| Caldeira | | |
| Temperatura da água de alimentação [°C] | 105 | 105 |
| Pressão do vapor gerado [bar] | 65 | 100 |
| Temperatura do vapor gerado [°C] | 480 | 530 |
| Eficiência da caldeira [base PCI] | 85 | 85 |
| Turbina | | |
| Pressão do vapor de extração para processo [bar] | 2,5 | 2,5 |
| Temperatura do vapor de extração para processo [°C] | 140 | 140 |
| Pressão do vapor de exaustão (condensação) [bar] | 0,135 | 0,135 |
| Temperatura do vapor de exaustão (condensação) [°C] | 51,8 | 51,8 |
| Título do vapor [%] | 91 | 91 |
| Condensador | | |
| Pressão de operação [bar] | 0,14 | 0,14 |
| Temperatura de admissão de vapor operação [°C] | 51,8 | 51,8 |
| Temperatura de exaustão do condensado [°C] | 48,3 | 48,3 |

A simulação do ciclo Rankine Avançado (CEST) com turbina de extração condensação foi estruturada no simulador Thermoflex®, como indicada na Figura 3.2.

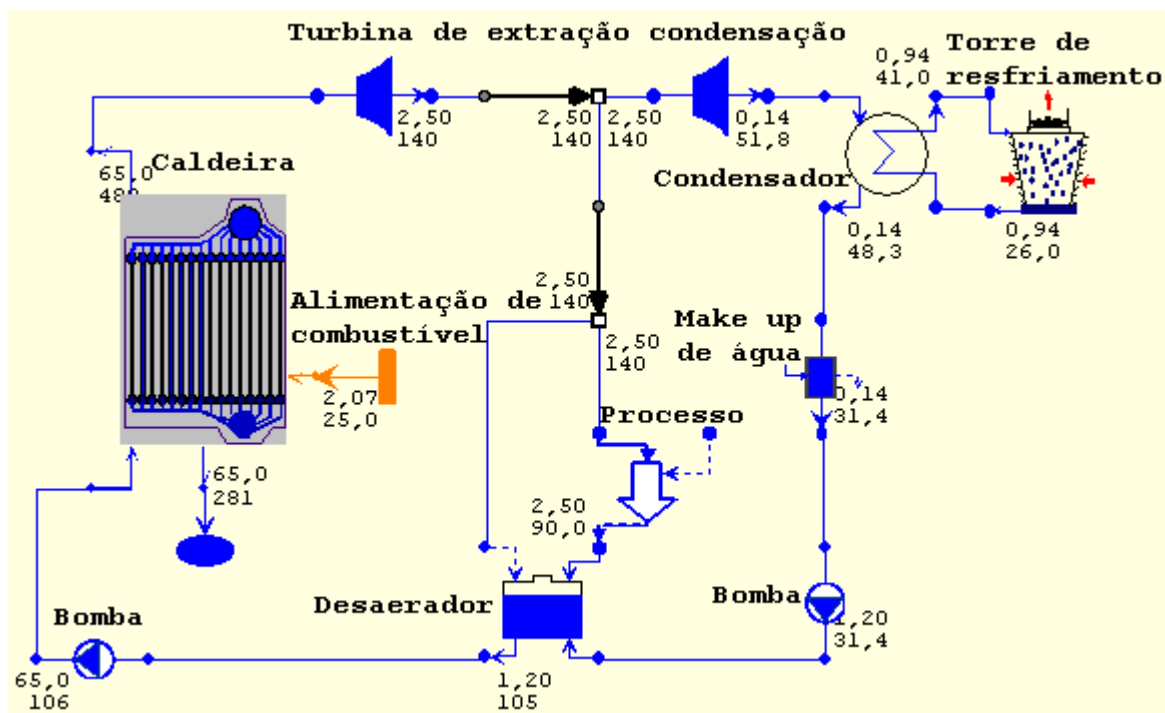


Figura 3.2 Sistemas de cogeração em turbina de extração-condensação, com extração de vapor para o processo. Nota: os valores próximos as correntes de saída de cada equipamento correspondem à pressão (valor superior, em bar) e temperatura (valor inferior, em °C).

3.5.3 Simulações do sistema BPST-C

Esse sistema foi considerado para operar durante todo o ano, safra e entressafra, sendo formado por dois sistemas em paralelo.

O primeiro sistema é projetado para operar durante o período de safra da cana de açúcar. Este sistema é formado por uma caldeira, alimentada somente com bagaço, e uma turbina de contrapressão que gera vapor para o sistema produtivo de etanol/açúcar da usina. Este sistema é o mesmo sistema BPST.

O segundo sistema é formado por uma caldeira, alimentada com combustível gerado no período de safra (bagaço ou bagaço/palha), e uma turbina de condensação que gera energia elétrica durante o ano todo. Neste sistema o vapor é utilizado para geração de energia e uma

pequena parte é utilizada pelo desaerador. Este sistema é projetado para operar durante todo o ano, ou seja, período de safra e entressafra.

As duas configurações a serem analisadas correspondem ao período de operação durante a safra da cultura de cana e durante o ano todo, sendo mostradas por meio das Figuras 3.3 e 3.4.

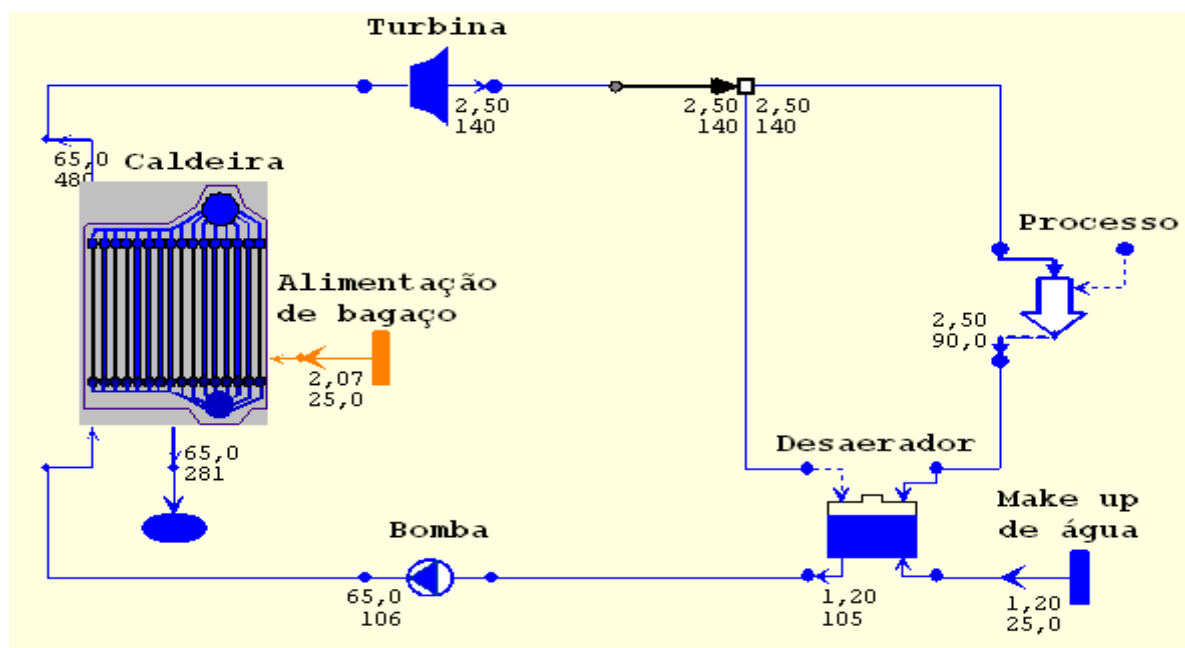


Figura 3.3 Sistema de cogeração em turbinas de contrapressão (BPST), no período de safra. Nota: os valores próximos às correntes de saída de cada equipamento correspondem à pressão (valor superior, em bar) e temperatura (valor inferior, em °C).

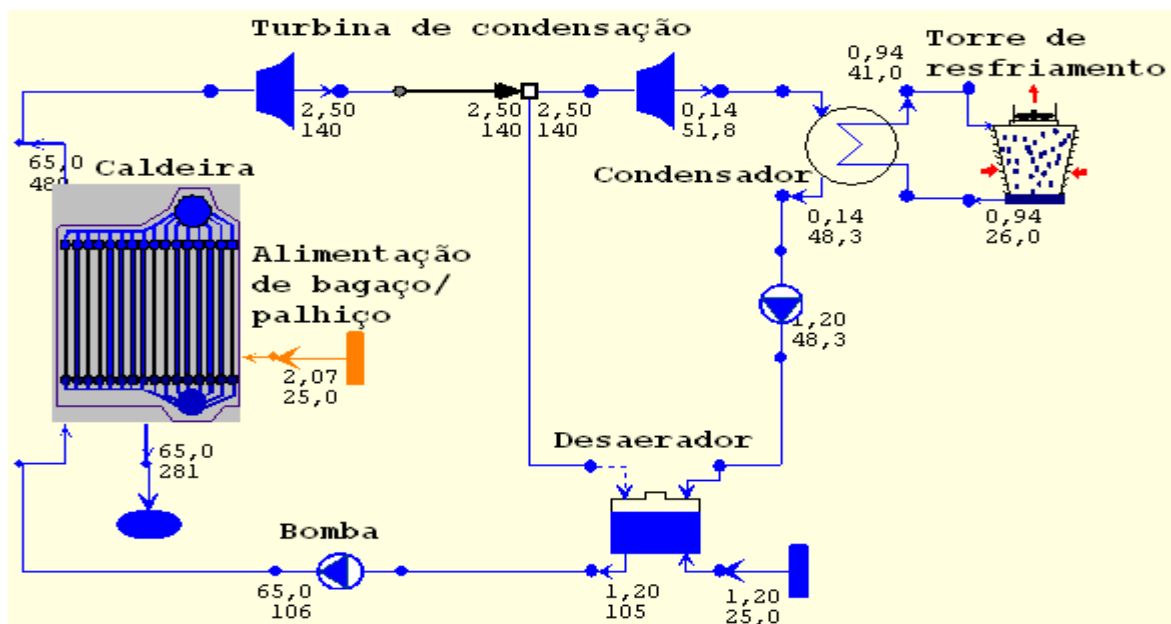


Figura 3.4 Sistema de cogeração operando em turbina de condensação, no ano todo. Nota: os valores próximos às correntes de saída de cada equipamento correspondem à pressão (valor superior, em bar) e temperatura (valor inferior, em °C).

O bagaço que sobrou do sistema que opera no período da safra, ou que não foi utilizado pelo sistema com turbina de contrapressão (BPST), é aproveitado para geração de energia elétrica, pelo sistema que opera o ano todo (Figura 3.4). No sistema que opera durante todo o ano não se utiliza vapor para o processo e, sim, para geração de energia elétrica.

A adição de palha no bagaço é feita somente no sistema de condensação que opera o ano inteiro, correspondente a Figura 3.4, esse sistema apresenta uma turbina de condensação.

Simulação de sistemas que operam durante todo ano

A produção de energia mecânica e elétrica é formada por dois sistemas que operam em paralelo. O primeiro sistema produz energia suficiente para atender a demanda energética da produção de etanol e açúcar. O segundo sistema aproveita o bagaço excedente do primeiro sistema, assim como a palha disponível no campo, para a produção de energia elétrica.

Para as simulações, definiu-se o período de safra e o período em que a usina opera durante o ano, da seguinte forma:

- Período de safra: 214 dias, com 87% de capacidade, resultando em 186 dias efetivos de funcionamento do processo (LARSON *et al.*, 2001). Corresponde à efetividade 4464 horas de operação e processamento de 2,23 milhões de toneladas de cana.
- Produção de eletricidade durante o ano todo: 335 dias para operação do sistema de condensação (214 dias no período de safra e 121 dias no período de entressafra), correspondentes a 8040 horas de operação, e 30 dias restantes para parada da planta térmica.

Os parâmetros referentes ao sistema BPST-C estão mostrados na Tabela 3.6.

O bagaço de cana excedente do sistema BPST, no período da safra (186 dias efetivos), foi utilizado como combustível no sistema com turbina de condensação, que opera durante o ano inteiro (335 dias).

O sistema que opera o ano todo apresenta um condensador, assim como no sistema CEST. A Tabela 3.10 apresenta os parâmetros considerados na simulação com o sistema que apresenta uma turbina de condensação.

Tabela 3.10 Parâmetros de operação para o sistema com turbina de condensação.

| Equipamentos | BPST-C1 | BPST-C2 |
|--|----------------|----------------|
| Caldeira | | |
| Temperatura da água de alimentação [°C] | 105 | 105 |
| Pressão do vapor gerado [bar] | 65 | 100 |
| Temperatura do vapor gerado [°C] | 480 | 530 |
| Eficiência da caldeira [base PCI] | 85 | 85 |
| Turbina | | |
| Pressão do vapor de exaustão [bar] | 0,14 | 0,14 |
| Temperatura do vapor de exaustão [°C] | 51,8 | 51,8 |
| Título do vapor [%] | 91 | 91 |
| Condensador | | |
| Pressão de operação [bar] | 0,14 | 0,14 |
| Temperatura de admissão de vapor operação [°C] | 51,8 | 51,8 |
| Temperatura do condensado [°C] | 48,3 | 48,3 |
| Desaerador | | |
| Pressão de operação [bar] | 1,2 | 1,2 |
| Gases não condensáveis [kg/h]* | <3,6 | <3,6 |

*Os gases não condensáveis são aqueles que não condensaram pelo contato direto do vapor com a água.

CAPÍTULO 4

RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Sistemas BPST

Os resultados para consumo de bagaço na caldeira e geração de vapor vivo no sistema BPST é mostrado na Tabela 4.1. Esses resultados tiveram como base os dados que se encontram nas Tabelas 3.2 a 3.8.

Tabela 4.1 – Parâmetros de operação simulados para o sistema BPST, para os casos com turbo moendas de acionamento mecânico e elétrico.

| Parâmetros de operação | Bagaço processado [kg/t cana] | Bagaço excedente [% , massa]* | Vapor vivo gerado [kg/t cana] | Vapor processo [kg/t cana] | Retorno de condensado [kg/t cana] |
|------------------------|-------------------------------|-------------------------------|-------------------------------|----------------------------|-----------------------------------|
| <i>22 bar/ 300°C</i> | | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 236,8 | 6,0 | 516,8 | 500,0 | 496,2 |
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 246,5 | 2,2 | 516,5 | 500,0 | 495,9 |
| 340 kg vapor/t cana | 167,8 | 33,4 | 351,4 | 340,0 | 337,3 |
| 280 kg vapor/t cana | 138,2 | 45,2 | 289,4 | 280,0 | 277,8 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 252,0 | 0,0 | 516,5 | 500,0 | 495,9 |
| 340 kg vapor/t cana | 172,2 | 31,6 | 351,4 | 340,0 | 337,3 |
| 280 kg vapor/t cana | 141,8 | 43,7 | 289,4 | 280,0 | 277,8 |

*Em relação ao total de bagaço disponível para cogeração (35,0 kg/s ou 252 kg/ t cana)

Os resultados das simulações descreveram que o excedente de bagaço foi da ordem de 32% e 44% do total de bagaço disponível para cogeração, quando a demanda de vapor no processo foi de 280 e 340 kg de vapor/ t cana, respectivamente. Para o consumo do vapor do

processo 500 kg de vapor/ t cana, o excedente de bagaço foi menor que 6% do total de bagaço disponível.

O alto valor do excesso de bagaço, em alguns casos citados acima, indica a necessidade de haver uma alternativa para aproveitamento do bagaço que não foi utilizado no gerador de vapor. O aproveitamento de bagaço pode ser realizado pela venda de bagaço para outros setores industriais, utilização de bagaço em uma central termoeletrica, hidrólise enzimática para produção de etanol ou planta de gaseificação paralela à própria indústria. As Tabelas 4.2 e 4.3 mostram a produção, consumo e o excedente de energia elétrica para o sistema BPST, para moendas com acionamento elétrico e mecânico.

As eficiências das turbinas dos sistemas BPST foram geradas pelo software Thermoflex19®. A turbina de contrapressão que opera a 22 bar e 300°C, com vapor de exaustão a 2,5 bar e 140°C, apresentou eficiência isentrópica de 62,9%, esta eficiência está abaixo do intervalo apresentado pelos fabricantes de turbinas (RINO, 2010; CAMPANARI, 2010; SCHMIDT, 2010).

As turbinas de contrapressão que operavam a 65 bar/480°C e 100 bar/530°C, com vapor de exaustão de 2,5 bar/140°C, apresentaram eficiência isentrópica de 81,9% e 80,6%, respectivamente. Essas eficiências estão dentro do intervalo apresentado pelos fabricantes de turbinas, conforme Rino (2010) e Schmidt (2010), e ligeiramente maior, de acordo com Campanari (2010) (ver Tabela 2.2).

Os resultados da produção específica de vapor na caldeira, gerados pelo simulador, ficou entre 2,04 e 2,18 kg vapor/kg cana, com média de 2,08 kg vapor/kg cana, estando dentro do intervalo descrito por Correa Neto e Ramon (2002).

Considerando moendas de acionamento mecânico e os dados disposto na Tabela 3.8, a vazão de vapor consumida pela moenda foi de 117,7 toneladas por hora, para vapor de admissão de 22 bar/300°C e temperatura de exaustão de 154,1°C. No caso em que a moenda utilizou vapor de extração da turbina a 22 bar/340°C, a vazão de vapor foi de 110,2 toneladas por hora e a temperatura de exaustão foi de 190,6°C.

Tabela 4.2 – Resultados para energia gerada e consumida no sistema BPST, com acionamento mecânico das moendas.

| Parâmetros de operação | Potência produzida [kW] | Energia elétrica produzida [kWh/t cana] | Energia elétrica consumida na usina [kWh/t cana] | Excedente de eletricidade [kWh/t cana] |
|------------------------|-------------------------|---|--|--|
| <i>22 bar/ 300°C</i> | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 10510 | 21,02 | 12,00 | 9,02 |
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 32948 | 65,89 | 12,00 | 53,89 |
| 340 kg vapor/t cana | 19007 | 38,01 | 12,00 | 26,01 |
| 280 kg vapor/t cana | 13615 | 27,23 | 12,00 | 15,23 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 38757 | 77,51 | 12,00 | 65,51 |
| 340 kg vapor/t cana | 22847 | 45,69 | 12,00 | 33,69 |
| 280 kg vapor/t cana | 16876 | 33,75 | 12,00 | 21,75 |

Tabela 4.3 – Resultados para energia gerada e consumida no sistema BPST, com acionamento elétrico das moendas, e ganho de energia em relação ao acionamento mecânico das moendas.

| Parâmetros de operação | Potência produzida [kW] | Energia elétrica produzida [kWh/t cana] | Energia elétrica consumida na usina [kWh/t cana] | Excedente de eletricidade [kWh/t cana] | Aumento de eletricidade [kWh/t cana] |
|------------------------|-------------------------|---|--|--|--------------------------------------|
| <i>22 bar/ 300°C</i> | | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 19308 | 38,62 | 28,00 | 10,62 | 1,60 |
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 43933 | 87,87 | 28,00 | 59,87 | 5,98 |
| 340 kg vapor/t cana | 29884 | 59,77 | 28,00 | 31,77 | 5,76 |
| 280 kg vapor/t cana | 24612 | 49,22 | 28,00 | 21,22 | 5,99 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 49754 | 99,51 | 28,00 | 71,51 | 6,00 |
| 340 kg vapor/t cana | 33845 | 67,69 | 28,00 | 39,69 | 6,00 |
| 280 kg vapor/t cana | 27873 | 55,75 | 28,00 | 27,75 | 6,00 |

Observa-se, por meio das Tabelas 4.2 e 4.3, que a potência total gerada pelo simulador, no sistema BPST com moendas de acionamento elétrico é da ordem de 11 MW maior que para moendas de acionamento mecânico. Esse fator é resultante do melhor aproveitamento do vapor gerado pela caldeira quando se utiliza moendas de acionamento elétrico, não havendo extrações de vapor nas turbinas de contrapressão.

O valor do excedente de eletricidade quando usado moendas de acionamento elétrico apresenta uma vantagem da ordem de 6,0 kWh/t cana de energia elétrica excedente, em relação às moendas de acionamento mecânico. O excedente de eletricidade nos processos com geração de vapor de 22 bar/300° e 65 bar/480° (500 kg vapor/t cana) são muito próximos dos valores descritos por CGEE (2005), que teve um excedente de 10,4 e 57,6 kWh/t cana.

4.2 Sistema CEST

Sistema CEST (somente bagaço)

Neste sistema não ocorre excedente de bagaço de cana, pois todo o bagaço é utilizado para cogeração de energia, com exceção de 10% de bagaço que é armazenado e utilizado na usina reinício das operações.

As Tabelas 4.4 e 4.5 mostram os resultados das simulações para o sistema CEST, com base nos parâmetros descritos nas Tabelas 3.2 a 3.7 e 3.9.

Tabela 4.4 – Parâmetros de operação simulados para o sistema CEST com turbina de extração-condensação, para moendas com acionamento elétrico, utilizando somente bagaço de cana.

| Parâmetros de operação | Bagaço processado [kg/t cana] | Vapor processo [kg/t cana] | Vapor vivo gerado [kg/t cana] | Retorno de condensado [kg/t cana] |
|------------------------|-------------------------------|----------------------------|-------------------------------|-----------------------------------|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 252,0 | 340,0 | 527,8 | 506,7 |
| 280 kg vapor/t cana | 252,0 | 280,0 | 527,8 | 506,7 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 252,0 | 340,0 | 514,1 | 493,6 |
| 280 kg vapor/t cana | 252,0 | 280,0 | 514,1 | 493,6 |

No sistema CEST, não foi realizada simulação para o consumo de vapor no processo de 500 kg de vapor /t cana, devido ao fluxo de vapor para o processo ser elevado (69,45 kg/s). Com o elevado fluxo de vapor não há vapor disponível para os últimos estágios da turbina, localizado na seção de condensação do vapor, dado que grande parte do vapor é extraído para o processo.

Tabela 4.5 – Resultados da simulação para energia elétrica gerada e consumida no sistema CEST, com acionamento elétrico das moendas, utilizando somente bagaço de cana.

| Parâmetros de operação | Potência produzida [kW] | Energia elétrica produzida [kWh/t cana] | Energia elétrica consumida nas moendas [kWh/t cana] | Energia elétrica consumida no processo [kWh/t cana] | Excedente de eletricidade [kWh/t cana] |
|------------------------|-------------------------|---|---|---|--|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 52738 | 105,48 | 16,00 | 12,00 | 77,48 |
| 280 kg vapor/t cana | 55508 | 111,02 | 16,00 | 12,00 | 83,02 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 57804 | 115,61 | 16,00 | 12,00 | 87,61 |
| 280 kg vapor/t cana | 60111 | 121,22 | 16,00 | 12,00 | 93,22 |

As eficiências das turbinas de extração condensação, geradas pelo software Thermoflex®, considerando condensação pura, foram de 83,3% e 82,6% com vapor alimentado a 65 bar/480°C e 100 bar/530°C, respectivamente, e vapor de exaustão de 2,5 bar/140°C. Essas eficiências foram geradas pelo simulador, com base nos parâmetros descritos nas Tabelas 3.2 a 3.7 e 3.9, e estão dentro do intervalo dos fabricantes de turbinas (RINO, 2010; CAMPANARI, 2010; SCHMIDT, 2010), descrito na Tabela 2.2.

A produção específica de vapor, para a simulação realizada nesse sistema, variou de 2,04 e 2,09 kg vapor/kg cana, estando dentro do intervalo descrito por Correa Neto e Ramon (2002).

A produção de energia excedente no sistema CEST alcançou um adicional máximo de 65,5 kWh/t cana, e mínimo de 47,7 kWh/t cana, em comparação com o sistema BPST com acionamento elétrico, para os mesmos níveis de pressão, temperatura e consumo de vapor no processo.

O excedente de eletricidade para o sistema CEST, com parâmetros de operação de 65 bar/480°C e 340 kg vapor/t cana foi de 77,5 kWh/t cana, sendo 5,88 kWh/t cana maior que os dados obtidos por CGEE (2005) de 65 bar/480°C e 350 kg vapor/t cana, ver Tabela 2.1.

O excedente de eletricidade para o sistema CEST, com parâmetros de operação de 100 bar/530°C e 340 kg vapor/t cana foi de 87,61 kWh/t cana, enquanto que o dado obtido por CGEE (2005) para 90 bar/520°C e 385 kg vapor/t cana, foi de 87,8 kWh/t cana.

Diferentemente do sistema BPST, que tem como objetivo principal atender as demandas térmicas do processo, no sistema CEST quanto menor o consumo de vapor no processo maior será o excedente de energia elétrica gerado. Esse fator foi evidenciado comparando-se as Tabelas 4.3 e 4.5, para utilização do mesmo combustível (bagaço), mesmos níveis de pressão e temperatura do vapor gerado pela caldeira e mesmos índices de vapor consumido pelo processo.

Sistema CEST (bagaço e palha de cana)

As Tabelas 4.6 a 4.9 mostram os resultados das simulações para geração de vapor e energia elétrica como base na disponibilidade de bagaço e palha de cana, em conformidade com os parâmetros descritos na Tabela 3.2 a 3.7 e 3.9.

Tabela 4.6 – Parâmetros de operação do sistema CEST, para moendas com acionamento elétrico, utilizando bagaço e 10% de recolhimento de palha de cana.

| Parâmetros de operação | Bagaço processado [kg/t cana] | Palha processada [kg/t cana] | Vapor processo [kg/t cana] | Vapor vivo [kg/t cana] | Retorno de condensado [kg/t cana] |
|------------------------|-------------------------------|------------------------------|----------------------------|------------------------|-----------------------------------|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 252,0 | 16,5 | 340,0 | 600,5 | 576,4 |
| 280 kg vapor/t cana | 252,0 | 16,5 | 280,0 | 600,5 | 576,4 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 252,0 | 16,5 | 340,0 | 585,0 | 561,6 |
| 280 kg vapor/t cana | 252,0 | 16,5 | 280,0 | 585,0 | 561,6 |

Nota: A taxa de recolhimento de 10% de palha de cana, descrita para este caso, correspondeu a fração de 6,14% de palha na mistura com bagaço de cana.

Tabela 4.7 – Parâmetros de operação do sistema CEST, para moendas com acionamento elétrico, utilizando bagaço e 50% de recolhimento do palha de cana.

| Parâmetros de operação | Bagaço processado [kg/t cana] | Palha processado [kg/t cana] | Vapor processo [kg/t cana] | Vapor vivo [kg/t cana] | Retorno de condensado [kg/t cana] |
|------------------------|-------------------------------|------------------------------|----------------------------|------------------------|-----------------------------------|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 252,0 | 82,4 | 340,0 | 891,4 | 855,7 |
| 280 kg vapor/t cana | 252,0 | 82,4 | 280,0 | 891,4 | 855,7 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 252,0 | 82,4 | 340,0 | 867,6 | 832,9 |
| 280 kg vapor/t cana | 252,0 | 82,4 | 280,0 | 867,6 | 832,9 |

Nota: A taxa de recolhimento de 50% de palha de cana, descrita para este caso, correspondeu a fração de 24,64% de palha na mistura com bagaço de cana.

Com a adição de palha, como suplemento do bagaço, a produção específica de vapor foi de 2,20 kg e 2,62 kg vapor/kg cana, para 10% e 50% de recolhimento de palha, em média. Como a palha da cana apresenta poder calorífico da mesma ordem que o do bagaço de cana, torna-se vantajoso a utilização desse material para geração de energia. Esses fatores influenciam diretamente o aumento da produção de eletricidade, como demonstrado por meio das Tabelas 4.8 e 4.9, que descrevem o aumento de energia pelo acréscimo de palha.

Tabela 4.8 – Resultados para energia gerada e consumida no sistema CEST, com acionamento elétrico das moendas, utilizando bagaço e recolhimento de 10% de palha de cana.

| Parâmetros de operação | Potência produzida [kW] | Energia elétrica produzida [kWh/t cana] | Energia elétrica consumida na usina [kWh/t cana] | Excedente de eletricidade [kWh/t cana] | Aumento de energia em relação ao processo com bagaço [kWh/t cana] |
|------------------------|-------------------------|---|--|--|---|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 62161 | 124,32 | 28,00 | 96,32 | 18,84 |
| 280 kg vapor/t cana | 64918 | 129,84 | 28,00 | 101,84 | 18,82 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 67976 | 135,95 | 28,00 | 107,95 | 20,34 |
| 280 kg vapor/t cana | 70782 | 141,56 | 28,00 | 113,56 | 20,34 |

Nota: A taxa de recolhimento de 10% de palha de cana, descrita para este caso, correspondeu a fração de 6,14% de palha na mistura com bagaço de cana.

Tabela 4.9 – Resultados para energia gerada e consumida no sistema CEST, com acionamento elétrico das moendas, utilizando bagaço recolhimento de 50% de palha de cana.

| Parâmetros de operação | Potência produzida [kW] | Energia elétrica produzida [kWh/t cana] | Energia elétrica consumida na usina [kWh/t cana] | Excedente de eletricidade [kWh/t cana] | Aumento de energia em relação ao processo com bagaço [kWh/t cana] |
|------------------------|-------------------------|---|--|--|---|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 99845 | 199,69 | 28,00 | 171,69 | 94,21 |
| 280 kg vapor/t cana | 102600 | 205,2 | 28,00 | 177,20 | 94,18 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 108502 | 217,00 | 28,00 | 189,00 | 101,39 |
| 280 kg vapor/t cana | 111306 | 222,61 | 28,00 | 194,61 | 101,39 |

Nota: A taxa de recolhimento de 50% de palha de cana, descrita para este caso, correspondeu a fração de 24,64% de palha na mistura com bagaço de cana.

A Tabela 4.8 mostra um aumento de 22,9% de excedente energético, em média, pelo suplemento de 10% de palha recolhido do campo, em comparação com o mesmo sistema que utiliza somente bagaço de cana. Segundo relatado anteriormente, esse incremento energético não compromete a estrutura física da caldeira, conforme Mascarin Junior (2011). Esse assunto é de grande importância a ser tratado pela indústria sucroalcooleira, devido ao ganho energético pela pequena quantidade de palha adicionada na caldeira, sem danos a mesma.

A Tabela 4.9 mostra um aumento de 114,6% de excedente energético, em média, para todos os casos estudados pelo suplemento de 50% de palha recolhido do campo, em comparação com o mesmo sistema que utiliza somente bagaço de cana. A porcentagem da mistura de palha no combustível, é de 24,63%, estando dentro do limite de 25% discutido anteriormente por CGEE (2009). Para este caso, é necessário que o gerador de vapor seja projetado para operar com o grande volume ocupado pelo palha e problemas causados por componentes minerais gerados pela combustão do palha.

O excedente de eletricidade para o sistema CEST, com parâmetros de operação de 65 bar/480°C, 340 kg vapor/t e 50% de recolhimento de palha foi de 171,7 kWh/tc, sendo 18,7

kWh/t cana maior que os dados obtidos por CGEE (2005), que realizou cálculos com 350 kg vapor/t cana, ver Tabela 2.1.

4.3 Sistema BPST-C

Este sistema opera na safra e entressafra, trabalhando com um sistema BPST que produz vapor necessário ao processo, durante a safra, e outro sistema que trabalha com uma turbina de condensação, durante o ano inteiro. A sobra de bagaço não aproveitada no sistema BPST, assim como o palha recolhido, foram aproveitados no sistema com turbina de condensação.

A Tabela 4.10 indica a quantidade de bagaço processado durante o período de safra, e a quantidade de vapor produzido, já simulado pelo sistema BPST, como também, o bagaço não utilizado no processo.

Tabela 4.10 – Parâmetros de operação simulados para o sistema BPST, para o sistema que opera durante a safra.

| Parâmetros de operação | Bagaço processado na safra [kg/t cana] | Bagaço excedente na safra [kg/t cana] | Vapor vivo gerado na safra [kg/t cana] | Vapor consumido no processo [kg/t cana] |
|------------------------|---|--|---|--|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 167,8 | 84,2 | 351,4 | 340,0 |
| 280 kg vapor/t cana | 138,2 | 113,8 | 289,4 | 280,0 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 172,2 | 79,8 | 351,4 | 340,0 |
| 280 kg vapor/t cana | 141,8 | 110,2 | 289,4 | 280,0 |

No sistema BPST–C não foi realizada a simulação para o consumo de vapor no processo de 500 kg de vapor/t cana, devido à pequena sobra de bagaço no sistema BPST, não havendo bagaço disponível para utilização no sistema que opera com turbina de condensação.

As eficiências das turbinas de contrapressão acima foram as mesmas calculadas para o caso BPST. As eficiências das turbinas de contrapressão geradas pelo software Thermoflex19® foram de 81,9% e 80,6% com admissão de vapor a 65 bar/480°C e 100 bar/530°C, respectivamente.

A Tabela 4.11 mostra a quantidade de bagaço alimentado no gerador de vapor, sem adição de palha, no processo que opera durante o ano todo.

Tabela 4.11 – Parâmetros de operação simulados para o sistema BPST-C operando durante o ano inteiro, somente bagaço.

| Parâmetros de operação | Bagaço excedente durante a safra [kg/t cana] | Bagaço excedente durante a safra [kg/s] | Bagaço consumido na caldeira durante o ano todo [kg/s] | Vapor gerado durante o ano todo [kg/s] |
|------------------------|--|---|--|--|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 84,2 | 11,7 | 6,5 | 13,6 |
| 280 kg vapor/t cana | 113,8 | 15,8 | 8,8 | 18,4 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 79,8 | 11,1 | 6,1 | 12,5 |
| 280 kg vapor/t cana | 110,2 | 15,3 | 8,5 | 17,3 |

Nota: Período de safra de 214 dias, com 87% de capacidade, resultando em 4464 horas de operação e período de ano inteiro de 335 dias, com 8040 horas de operação.

O vapor gerado no sistema com turbina de condensação tem como combustível o bagaço e palha da cana. Este sistema opera como uma central termoeletrica, em que o vapor gerado é utilizado principalmente para geração de energia elétrica. Uma pequena fração do vapor gerado é utilizado para alimentação do desaerador.

Nas simulações foram considerados o percentual de 10% e 50% de palha recolhida durante a safra. Essa palha vem a ser utilizada, juntamente com o bagaço, como combustível da caldeira, correspondendo a 16,5 e 82,4 kg de palha por tonelada de cana, durante a safra. Nos sistemas que operam durante o ano inteiro, a palha é utilizada, como combustível, em caldeiras na quantidade de 9,1 e 45,7 kg de palha por tonelada de cana.

As Tabelas 4.12 e 4.13 mostram a quantidade de bagaço e de palha processados no sistema de condensação que opera durante o ano todo.

Tabela 4.12 – Parâmetros de operação simulados para o sistema BPST-C, operando durante o ano inteiro, com 10% de recolhimento de palha.

| Parâmetros de operação | Bagaço excedente na safra [kg/t cana] | Bagaço processado no ano todo [kg/t cana] | Palha disponível na safra [kg/t cana] | Palha processado no ano todo [kg/t cana] | Fração de palha na mistura [% , massa] | Vapor vivo gerado [kg/t cana] |
|------------------------|---------------------------------------|---|---------------------------------------|--|--|-------------------------------|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 84,2 | 46,8 | 16,5 | 9,1 | 16,35 | 138,4 |
| 280 kg vapor/t cana | 113,8 | 63,2 | 16,5 | 9,1 | 12,64 | 172,8 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 79,8 | 44,3 | 16,5 | 9,1 | 17,12 | 129,6 |
| 280 kg vapor/t cana | 110,2 | 61,1 | 16,5 | 9,1 | 13,00 | 163,9 |

Tabela 4.13 – Parâmetros de operação simulados para o sistema BPST-C operando durante o ano inteiro, com 50% de recolhimento de palha.

| Parâmetros de operação | Bagaço excedente na safra [kg/t cana] | Bagaço processado no ano todo [kg/t cana] | Palha disponível na safra [kg/t cana] | Palha processado no ano todo [kg/t cana] | Fração de palha na mistura [% , massa] | Vapor vivo gerado [kg/t cana] |
|------------------------|---------------------------------------|---|---------------------------------------|--|--|-------------------------------|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 84,2 | 46,8 | 82,4 | 45,7 | 49,41 | 299,7 |
| 280 kg vapor/t cana | 113,8 | 63,2 | 82,4 | 45,7 | 41,97 | 333,9 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 79,8 | 44,3 | 82,4 | 45,7 | 50,80 | 286,6 |
| 280 kg vapor/t cana | 110,2 | 61,1 | 82,4 | 45,7 | 42,79 | 321,1 |

As eficiências das turbinas de condensação foram de 83,3% e 82,6% com vapor alimentado a 65 bar/480°C e 100 bar/530°C, respectivamente, sendo que o vapor é expandido até 0,135 bar/ 51,8°C. Essas eficiências foram geradas pelo software Thermoflex19®, com base nos parâmetros descritos nas Tabelas 3.2 a 3.7 e 3.10, e estão dentro do intervalo dos fabricantes de turbinas (RINO, 2010; CAMPANARI, 2010; SCHMIDT, 2010), descrito na Tabela 2.2

As Tabelas 4.14 a 4.17 mostram as potências e energias geradas durante a safra e entressafra, como também o excedente energético gerado, com base nos dados da Tabela 3.10.

Tabela 4.14 – Resultados para energia elétrica gerada nos sistema BPST-C, com acionamento elétrico das moendas, utilizando somente bagaço de cana.

| Parâmetros de operação | Potência produzida na safra [kW] | Energia elétrica produzida na safra [GWh] | Potência produzida na entressafra [kW] | Energia elétrica produzida na entressafra [GWh] | Energia total produzida [kWh/t cana] |
|------------------------|----------------------------------|---|--|---|--------------------------------------|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 42537 | 198,39 | 12653 | 36,74 | 105,34 |
| 280 kg vapor/t cana | 41791 | 198,10 | 17179 | 49,89 | 111,10 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 46586 | 216,52 | 12741 | 37,00 | 113,58 |
| 280 kg vapor/t cana | 45458 | 214,74 | 17585 | 51,06 | 119,09 |

Tabela 4.15 – Resultados para energia elétrica gerada nos sistema BPST-C, com acionamento elétrico das moendas, utilizando bagaço e 10% recolhimento palha de cana.

| Parâmetros de operação | Potência produzida na safra [kW] | Energia elétrica produzida na safra [GWh] | Potência produzida na entressafra [kW] | Energia elétrica produzida na entressafra [GWh] | Energia total produzida [kWh/t cana] |
|------------------------|----------------------------------|---|--|---|--------------------------------------|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 47838 | 225,61 | 17954 | 52,14 | 124,44 |
| 280 kg vapor/t cana | 47031 | 225,01 | 22419 | 65,10 | 129,98 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 52120 | 244,94 | 18275 | 53,07 | 133,52 |
| 280 kg vapor/t cana | 50991 | 243,16 | 23118 | 67,13 | 139,02 |

Tabela 4.16 – Resultados para energia elétrica gerada nos sistema BPST-C, com acionamento elétrico das moendas, utilizando bagaço e 50% recolhimento palha de cana.

| Parâmetros de operação | Potência produzida na safra [kW] | Energia elétrica produzida na safra [GWh] | Potência produzida na entressafra [kW] | Energia elétrica produzida na entressafra [GWh] | Energia total produzida [kWh/t cana] |
|------------------------|----------------------------------|---|--|---|--------------------------------------|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 68777 | 333,15 | 38893 | 112,94 | 199,87 |
| 280 kg vapor/t cana | 67942 | 332,41 | 43330 | 125,83 | 205,30 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 74257 | 358,64 | 40412 | 117,35 | 213,26 |
| 280 kg vapor/t cana | 73150 | 356,96 | 45277 | 47277 | 218,84 |

Tabela 4.17 – Resultados para energia elétrica excedente nos sistema BPST-C, com acionamento elétrico das moendas.

| Parâmetros de operação | Excedente de eletricidade, somente bagaço [kWh/t cana] | Excedente de eletricidade, bagaço e recolhimento de palha 10% [kWh/t cana] | Excedente de eletricidade, bagaço e recolhimento de palha 50% [kWh/t cana] |
|------------------------|--|--|--|
| <i>65 bar /480°C</i> | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 77,34 | 96,44 | 171,87 |
| 280 kg vapor/t cana | 83,10 | 101,98 | 177,30 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 85,58 | 105,52 | 185,26 |
| 280 kg vapor/t cana | 91,09 | 111,02 | 190,84 |

A Tabela 4.17 mostra, assim como estudado no sistema CEST, a vantagem da utilização de palha de cana na geração de excedente de energia. O aumento de energia elétrica, no sistema BPST-C, com o recolhimento de 10% e 50% de palha de cana alcançou o máximo de 19,46 e 97,03 kWh/t cana, respectivamente, em comparação com o mesmo sistema que utilizou somente bagaço de cana.

4.4 Excedente de eletricidade em usinas sucroalcooleiras

O Anuário da Cana (2010) indicou todas as usinas sucroalcooleiras no Brasil, descrevendo os dados de moagem de cana, produção de etanol e açúcar, como também a descrição de consumo próprio e excedente de energia elétrica.

Foi realizado um estudo, considerando quatro usinas relatadas no Anuário da Cana (2010), essas usinas apresentaram todos os dados referentes à quantidade de cana processada durante a safra, como também, dados de potência de energia comercializada (exportada) e consumida na própria usina. Essas usinas apresentaram um intervalo de moagem de cana entre 1,8 a 2,3 milhões de toneladas de cana na safra, intervalo onde se encontra a capacidade de moagem considerada no presente trabalho. No Estado de São Paulo 21,4% das usinas moem quantidade de cana nesse intervalo (ANÁLISE ENERGIA, 2010).

Considerando a potência disponível de cada usina estudada, sua respectiva quantidade de cana moída durante a safra, bem como o mesmo número de horas de operação considerados neste trabalho, 4464 horas (LARSON *et al*, 2001), resultou em um excedente médio de energia elétrica de 44,2 kWh/ t cana.

Com o cálculo do excedente de energia elétrica, por meio dos dados do Anuário da Cana (2010), pode-se comparar com os resultados de excedente de eletricidade dos sistemas estudados neste trabalho.

4.5 Comparação de excedente de eletricidade entre os sistemas estudados

As Tabelas 4.18 a 4.20 e as Figuras 4.1 e 4.2 descrevem as diferenças de excedente de eletricidade para os diferentes sistemas estudados neste trabalho.

Tabela 4.18 – Resultados para o excedente de energia elétrica para os diferentes sistemas simulados neste trabalho, utilizando com combustível bagaço de cana.

| Parâmetros de operação | Energia elétrica excedente produzida [kWh/t cana] | | | |
|------------------------|---|----------------------|----------------------|----------------------|
| | BPST | CEST | BPST- C | |
| Moendas | Acionamento mecânico | Acionamento elétrico | Acionamento elétrico | Acionamento elétrico |
| <i>22 bar/ 300°C</i> | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 9,02 | 10,62 | - | - |
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 53,89 | 59,87 | - | - |
| 340 kg vapor/t cana | 26,01 | 31,77 | 77,48 | 77,34 |
| 280 kg vapor/t cana | 15,23 | 21,22 | 83,02 | 83,10 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | |
| 500 kg vapor/t cana | 65,51 | 71,51 | - | - |
| 340 kg vapor/t cana | 33,69 | 39,69 | 87,61 | 85,58 |
| 280 kg vapor/t cana | 21,75 | 27,75 | 93,22 | 91,09 |

A Tabela 4.18 descreve o aumento de excedente de eletricidade com a utilização de todo bagaço disponível para cogeração. Considerando o consumo de vapor no processo igual a 340 e 280 kg/t cana, o excedente de energia elétrica é da ordem de 2,5 e 4,0 vezes maior, respectivamente, para os sistemas que consomem todo o bagaço de cana (CEST e BPST-C) comparados com o sistema BPST.

Os dados da Tabela 4.18 apresentam aumento de excedente de eletricidade quando ocorre o aumento dos parâmetros de pressão e temperatura, redução do consumo de vapor no processo e aproveitamento de todo bagaço disponível para cogeração. Esses fatores demonstram vantagens para as usinas sucroalcooleiras que buscam aumentar o excedente energético, adquirindo novos equipamentos ou realizando modificações em seus próprios equipamentos, para que possam gerar o máximo de energia elétrica possível.

A Figura 4.1 representa os dados obtidos pela Tabela 4.18, como também o excedente de eletricidade médio de usinas no Estado de São Paulo (44,2 kWh/t cana), que apresentam moagem no intervalo de 1,8 a 2,3 milhões de toneladas de cana por safra.

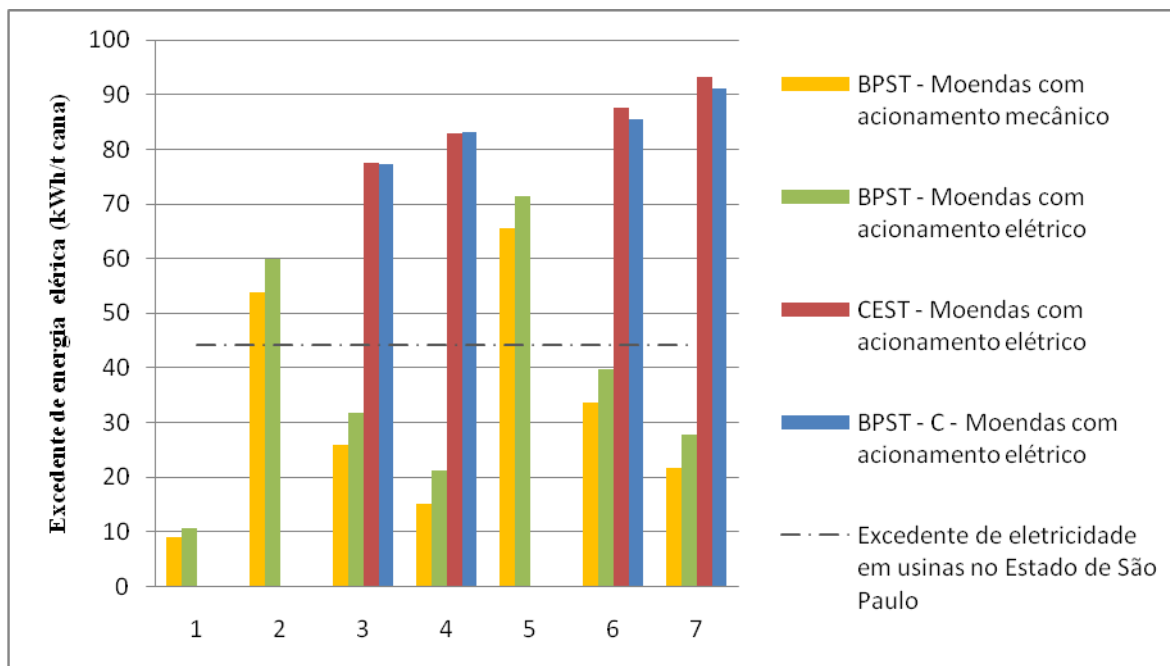


Figura 4.1 Excedente de eletricidade para os sistemas BPST, CEST e BPST-C, usando como combustível o bagaço de cana. Nota: Os índices horizontais referem-se a: 1) 22 bar/300°C/500 kg vapor/t cana; 2) 65 bar/480°C/500 kg vapor/t cana; 3) 65 bar/480°C/340 kg vapor/t cana; 4) 65 bar/480°C/280 kg vapor/t cana; 5) 100 bar/530°C/500 kg vapor/t cana; 6) 100 bar/530°C/340 kg vapor/t cana; 7) 100 bar/530°C/280 kg vapor/t cana. O excedente de eletricidade das usinas no Estado de São Paulo foi calculado com base nos dados do Anuário da Cana (2010).

A Figura 4.1 mostra que a utilização de moendas de acionamento elétrico se mostra vantajosa em todos os casos, quando comparado a moendas de acionamento mecânico.

A Figura 4.1 mostra que quanto menor o consumo de vapor no processo, menor foi o excedente de energia elétrica para o sistema BPST, enquanto que para os sistemas CEST e BPST-C, que aproveitam todo o bagaço disponível para cogeração, quanto menor o consumo de vapor no processo, maior foi o excedente de energia elétrica.

Os resultados simulados dos excedentes de eletricidade para os sistemas CEST e BPST-C são maiores, praticamente o dobro, do que o excedente médio calculado para as usinas descritas no Anuário da Cana (2010).

A maioria das usinas sucroalcooleiras brasileiras consome 500 kg de vapor por tonelada de cana. O consumo de vapor no processo de 340 e 280 kg de vapor por tonelada de cana podem

ser atingidos com melhorias na eficiência do processo de evaporação, destilação, além do uso de peneiras moleculares para desidratação do álcool (SEABRA, 2008).

A Tabela 4.19 descreve os resultados para o excedente de eletricidade para os sistemas CEST e BPST-C, com taxas de recolhimento de palha de 10% e 50%.

Tabela 4.19 – Resultados para o excedente de energia elétrica para os diferentes sistemas estudados neste trabalho, utilizando como combustível todo o bagaço disponível e palha de cana a níveis de 10% e 50% de recolhimento e acionamento elétrico das moendas.

| Parâmetros de operação | Energia elétrica excedente produzida [kWh/t cana] | | | |
|------------------------|---|---------|------------------------------|---------|
| | 10% recolhimento de palha | | 50% de recolhimento de palha | |
| | CEST | BPST- C | CEST | BPST- C |
| <i>65 bar /480°C</i> | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 96,32 | 96,44 | 171,69 | 171,87 |
| 280 kg vapor/t cana | 101,84 | 101,98 | 177,20 | 177,30 |
| <i>100 bar/530°C</i> | | | | |
| 340 kg vapor/t cana | 107,95 | 105,52 | 189,00 | 185,26 |
| 280 kg vapor/t cana | 113,56 | 111,02 | 194,61 | 190,84 |

A Tabela 4.19 mostra que os excedentes energéticos dos sistema BPST-C são próximos dos valores apresentados pelo sistema CEST. Os dados de excedente de energia elétrica para o sistema BPST-C apresentaram uma diferença máxima de 3,77 kWh/t cana para os parâmetros de 100 bar/530°C, e foram similares para os parâmetros de 65 bar/480°C, considerando os mesmos consumos de vapor no processo.

Considerando pequena essa diferença, este sistema que opera o ano todo apresenta a vantagem de ser viável em nível operacional, não comprometendo a produção de energia elétrica caso ocorra parada no sistema BPST. A Figura 4.2 mostra os dados apresentados na Tabela 4.19.

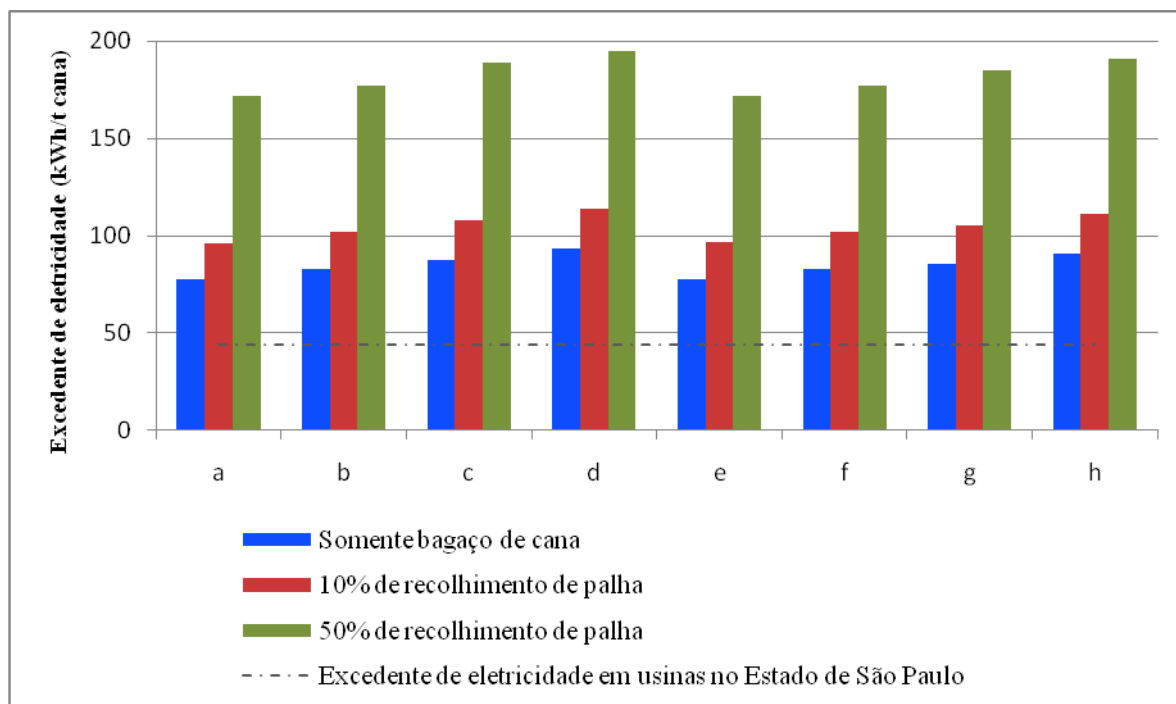


Figura 4.2 Excedente de eletricidade para os diferentes sistemas CEST e BPST-C, usando como combustível o bagaço e a palha da cana. Nota: Os índices “a” a “d” referem-se ao sistema CEST e os índices “e” a “h” referem-se ao sistema BPST-C. Parâmetros de operação da caldeira 65 bar/480°C índices “a”, “b”, “e”, “f” e para 100 bar/530°C índices “c”, “d”, “g” e “h”. Consumos de vapor no processo de 340 kg vapor/t cana referente aos índices “a”, “c”, “e” e “g”, e 280 kg vapor/t cana referentes aos índices “b”, “d”, “f” e “h”. O excedente de eletricidade das usinas no Estado de São Paulo foi calculado com base nos dados do Anuário da Cana (2010).

Observa-se na Figura 4.2 que os resultados do excedente de eletricidade simulados para os sistemas CEST e BPST-C, considerando a taxa de recolhimento de palha de 10% e 50%, estão acima, na ordem de uma e três vezes maior, do que o valor calculado para as usinas descritas no Anuário da Cana (2010) que consomem somente bagaço de cana.

Linha do tempo tecnológica

Do estudo realizado neste trabalho, pode-se concluir que as tecnologias que podem ser adotadas pelas usinas sucroalcooleiras, em ordem cronológica, para aumentar o excedente de eletricidade são:

- 1) Aquisição de caldeiras que produzam vapor acima de 65 bar e 480°C, em substituição de caldeiras que produzem vapor de média pressão (22 bar).

- 2) Utilização da palha da cana, como suplemento do bagaço, na taxa de 10% de recolhimento do campo. Essa taxa de recolhimento não causa danos operacionais a caldeira, como descrito na referência bibliográfica.
- 3) Supondo que a usina possua o sistema BPST e opere com consumo de vapor no processo próximo de 340 kg de vapor por tonelada de cana, com elevando excedente de bagaço de cana, pode-se adicionar uma turbina de condensação em sistema paralelo para geração exclusiva de energia elétrica, como realizado no sistema BPST-C proposto neste trabalho.
- 4) A adição de palha a 50% de recolhimento é uma tecnologia que ainda está em estudo, mas que futuramente pode elevar consideravelmente o excedente de energia elétrica nas usinas, como demonstrado neste trabalho.
- 5) O consumo de vapor no processo de 280 kg de vapor/t cana ainda não é utilizada pelas usinas sucroalcooleiras, mas com extenso estudo para redução de vapor no processo, esse valor pode ser alcançado, resultando em maior disponibilidade de bagaço para utilização de energia elétrica, para o caso CEST ou para o caso BPST-C.

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES

O software Thermoflex19® apresentou facilidade na inserção de dados de equipamentos e combustíveis obtidos na literatura, com destaque para a inclusão de dados do bagaço e palha da cana por meio da análise elementar e imediata e poder calorífico desses combustíveis.

As simulações, neste trabalho, apresentaram resultados compatíveis com a literatura, referentes aos excedentes de energia elétrica (kWh/t cana).

Os resultados do excedente de eletricidade mostraram a vantagem das moendas de acionamento elétrico em comparação com moendas de acionamento mecânico. O excedente de energia elétrica para moendas de acionamento elétrico foi superior na ordem de 6,0 kWh/t cana, do que quando se utilizou moendas de acionamento mecânico. O sistema BPST revelou a necessidade de melhor aproveitamento do bagaço gerado, devido ao elevado excedente de bagaço para os níveis de consumo de vapor no processo de 340 e 280 kg de vapor por tonelada de cana.

A sobra de bagaço pode ser utilizada para venda, para produção de etanol por meio do processo de hidrólise, ou ainda pela utilização de um sistema que consuma o bagaço para produção de eletricidade, como demonstrado no sistema BPST-C.

O sistema CEST, diferentemente do sistema BPST, aproveita todo o bagaço disponível para geração de eletricidade, apresentando uma alta taxa de excedente energético. Quando se utilizou somente bagaço de cana como combustível, o sistema CEST alcançou um excedente de 71,5 kWh/t cana a mais do que o sistema BPST com moendas de acionamento mecânico, para os mesmo níveis de pressão, temperatura e consumo de vapor no processo.

A simulação para o sistema CEST com taxa de 10% de recolhimento de palha no campo, mostrou um aumento de energia elétrica de 23%, em média, em relação ao mesmo processo

utilizando somente o bagaço de cana. Esse fato mostra a vantagem de se utilizar a palha de cana na cogeração, considerando que na taxa de 10% de recolhimento de palha no campo não há a necessidade de modificações significativas na estrutura da caldeira.

As simulações para o sistema CEST com taxa de 50% de recolhimento de palha mostrou o aumento de excedente de energia elétrica de 114,6%, em média, em relação ao uso exclusivo de bagaço de cana. Ainda não existem usinas que processem a quantidade de 50% de recolhimento de palha, a simulação foi feita considerando um cenário futuro, prevendo que se tenha equipamentos projetados a operar com a alta quantidade de impurezas contidas na palha, e o alto volume ocupado pela mesma.

O excedente de eletricidade global para o sistema BPST-C foi próximo ao do sistema CEST para operação a 65 bar e 480°C, apresentando um excedente menor para o caso de 100 bar e 530°C (diferença de 2,8 kWh/t cana, em média)

O sistema BPST-C apresenta a vantagem de possuir o sistema BPST, que é comumente utilizado nas usinas, necessitando implementar o outro sistema que opere com uma turbina de condensação.

Os resultados mostraram que quando se utiliza somente bagaço de cana na cogeração, o sistemas CEST e BPST-C apresentaram um excedente de energia elétrica na ordem de uma vez maior do que apresentado por usinas sucroalcooleiras do mesmo porte no Estado de São Paulo.

Na utilização de palha da cana, em suplemento ao bagaço de cana, com taxas de recolhimento no campo de 10% e 50%, e utilizadas como combustível na caldeira, obteve-se um excedente de energia elétrica na ordem de uma e três vezes maior do que apresentado por usinas sucroalcooleiras do mesmo porte no Estado de São Paulo.

Esses dados indicam a necessidade de maiores investimentos e estudos no setor sucroalcooleiro, para geração e comercialização de excedente de energia elétrica.

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como sugestão para trabalhos futuros, com base nos resultados aqui apresentados, tem-se:

- Estudo sobre as análises elementares e imediatas do bagaço e da palha de cana, devido à grande divergência de informações na encontradas na literatura.
- Estudo sobre a caracterização da palha de cana enviado e separado na usina juntamente com a cana-de-açúcar. Essa palha apresenta a vantagem de não apresentar impurezas do campo, como terra ou ervas daninhas, e outras impurezas.
- Estudo mais detalhado sobre a viabilidade ou alternativa para o transporte de palha de cana para usina, como também, sobre a eficiência dos sistemas de limpeza da palha de cana.
- Estudo sobre os tipos de caldeiras que utilizam como combustível bagaço e palha de cana, com destaque para caldeiras que operam com teor de palha de cana da ordem de 25% na mistura com bagaço, em massa.
- Estudo do potencial energético utilizando o sistema BIG-GTCC (*Biomass integrated gasifier/ gas turbine combined cycle*), devido à sobra de bagaço de cana no sistema BPST, e a palha disponível para cogeração.

Referências Bibliográficas

ALMEIDA PRADO JR, F. A. Possibilidades de Expansão da Produção Independente de Energia Elétrica. **Usinas termoeletricas de pequeno porte no Estado de São Paulo**. 2°. ed. São Paulo: Paginas e Letras Editora e Gráfica, 2004, p. 421-426.

ANEEL – AGÊNCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA. **Atlas de energia elétrica do Brasil**. 3 ed. Brasília: Aneel, 2008.

ANÁLISE ENERGIA. **Anuário 2010**. São Paulo, 2010. 177 p.

ANUÁRIO DA CANA 2010. **Brazilian Sugar and Ethanol Guide – ProCana**. Ribeirão Preto, 2010. 418 p.

AQUAFIL TRATAMENTO DE ÁGUA LTDA. **Desaeradores térmicos - Modelo DST**. Princípio de operação e vantagens dos desaeradores da Aquafil Ltda. Disponível em: <<http://www.aquafil.com.br/desae.htm>> Acesso em: 3 de fevereiro de 2011.

ASHRAE Handbook HVAC Systems and Equipment. USA: ASHRAE, Inc; 2000.

ASME – THE AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS. **A national historic mechanical engineering landmark**. Argone, CA, 1979.

ASME - THE AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS. **Consensus on operating practices for the control of feed water and boiler water chemistry in modern industrial boilers**. New York, 1994.

ASTM – AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS. **ASTM D3172- ASTM D3175**. ASTM International, West Conshohocken, PA, 2003.

AUGUSTO, A. O Livre Mercado de Energia Elétrica Brasileiro – Parte III. **Administradores**, João Pessoa, 05 de março de 2007. Disponível em: <<http://www.administradores.com.br/informe-se/artigos/o-livre-mercado-de-energia-eletrica-brasileiro-parte-iii/1278/>> Acesso em: 17 de dezembro de 2010.

BABCOCK & WILCOX. **Steam: its generation and use**. 39th ed. New York: Babcock and Wilcox, 1978.

BANCO MUNDIAL. **Energia: cenário de baixa emissão de carbono no Brasil**. Washington: The World Bank Group, 2010. 222 p.

BASSINELLO, A. I.; FURLANI NETO, V. L.; MACEDO, N.; PARRAZI, C.; CASAGRANDE, J. C. **Implicações agrícolas e industriais da colheita da cana crua**. Araras: IAA, PLANASUCAR, s.d. 55 p.

BASU, P; KEFA, C.; JESTIN, L. **Boilers and burners: design and theory**. New York: Springer, 2000. 563 p.

BAXTER, L.L.; MILES, T.R; MILES JR., T.R.; JENKINS, B.M.; MILNE, T.; DAYTON, D.; BRYERS, R.W.; ODEN, L.L. The behavior of inorganic material in biomass-fired power boilers: field and laboratory experiences. **Fuel Processing Technology**, v. 54, p. 47–78, 1998.

BAZZO, E. **Geração de vapor**. 2.ed. Florianópolis: UFSC, 1995. 216p.

BERTOLI, J. A. Comunicação pessoal, GE Water and Process Technologies, Setembro de 2010.

BIODIESELBR. **Anuário da indústria de biodiesel no Brasil 2004 - 2009**. Disponível em: <<http://www.biodieselbr.com/energia/biomassa/gaseificacao.htm>>. Acesso em: 17 de novembro de 2010.

BIODIESELBR. **Proálcool - Programa Brasileiro de Álcool**. Disponível em: <<http://www.biodieselbr.com/proalcool/pro-alcool.htm>>. Acesso em: 03 de janeiro de 2011.

BLOCH, H. P. **A practical guide to steam turbine technology**. New York: McGraw-Hill, 1996. 348p.

BNDES – BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL; CGEE – CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS. **Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável**. Rio de Janeiro: BNDES, 2008. 316 p.

BRASIL. **A energia elétrica no Brasil: da primeira lâmpada a Eletrobrás**. Rio de Janeiro: Biblioteca do exército, 1977.

BRASIL. Decreto n. 10.438, de 26 de abril de 2002. Dispõe sobre a expansão da oferta de energia elétrica emergencial, recomposição tarifária extraordinária, cria o Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (Proinfa), a Conta de Desenvolvimento Energético (CDE).

BRASIL. Decreto n. 9.427, de 26 de dezembro de 1996. Institui a Agência Nacional de Energia.

BUSO, J. R. A. Comunicação pessoal, Dedini S/A Indústrias de Base, Dezembro de 2010.

CAMARGO, C. A.; USHIMA, A. H.; RIBEIRO, A. M. M.; SOUZA, M. E. P.; SANTOS, N. F. **Manual de recomendações: conservação de energia na indústria do açúcar e do álcool**. São Paulo: Instituto de Pesquisas Tecnológicas, 1990.

CAMPANARI, J. R. C. Comunicação pessoal, MCE Engenharia e Sistemas, Dezembro de 2010.

CARVALHO, F. R.; SANTOS, A. H. M. Alternativa de Co-geração. **Usinas termoeletricas de pequeno porte no Estado de São Paulo**. 2º ed. São Paulo: Paginas e Letras Editora e Gráfica, 2004, p. 435-442.

CCEE – CÂMARA DE COMERCIALIZAÇÃO DE ENERGIA ELÉTRICA. **Histórico do setor elétrico brasileiro**. Disponível em: < <http://www.ccee.org.br/cceeinterdsm/v/index.jsp?vgnextoid=96a0a5c1de88a010VgnVCM100000aa01a8c0RCRD> >. Acessado em: 1º de dezembro de 2010.

CGEE – CENTRO DE GESTÃO DE ESTUDOS ESTRATÉGICOS. **Estudo sobre as possibilidades e impactos da produção de grandes quantidades de etanol visando à substituição parcial de gasolina no mundo – Fase 1**. Campinas: Nipe/Unicamp e Centro de Gestão de Estudos Estratégicos, 2005.

CGEE – CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS. **Bioetanol combustível: uma oportunidade para o Brasil**. Brasília: Centro de Gestão e Estudos Estratégicos, 2009. 536 p.

CORREA NETO, V. **Análise de viabilidade da cogeração de energia elétrica em ciclo combinado com gaseificação de biomassa de cana de açúcar e gás natural**. Dissertação (Mestrado em Ciências em Planejamento Energético), Universidade Federal do Rio de Janeiro, COPPE. Rio de Janeiro, 2001.

CORREA NETO, V.; RAMON, D. **Análises de opções tecnológicas para projetos de cogeração no setor sucro-alcooleiro**, Vibhava Consultoria S/A Ltda - Sustainable Energy Technology Assistance Program (SETAP) Brazil Representation, Brasília, Maio 2002.

CORTEZ, L. A. B.; LORA, E. E. S; AYARZA, J. A. C. Biomassa no Brasil e no mundo. In: CORTEZ, L. A. B.; LORA, E. E. S; GÓMES, E. O. **Biomassa para energia**. Campinas: Editora da Unicamp, 2008. 736 p.

COTTON, K. C. **Evaluating and improving steam turbine performance**. Rexford, N.Y. : Cotton Fact, 1993.

CTC – CENTRO DE TECNOLOGIA CANAVIEIRA, **Composição da palha de cana na usina**. <http://www.ctcanavieira.com.br/site/index.php?option=com_content&view=article&id=375&Itemid=1329> acesso em: 10 de junho de 2010.

DE SOUZA-SANTOS, M. L. A feasibility study of an alternative power generation system based on biomass gasification/gas turbine concept. **Fuel**, v. 78, n. 05, p. 529-538. 1999.

DEDINI S/A INDÚSTRIA DE BASE, **Energia e cogeração**. Disponível em: <http://www.dedini.com.br/web/index.php?option=com_content&view=article&id=15:cogeracao-de-vapor-e-energia&catid=2&Itemid=24&lang=pt> acesso em: 23 de fevereiro de 2010.

EDUCOGEN. **The European educational tool on cogeneration**. Disponível em: <http://www.bepita.net/materiels/cogeneration/EDUCOGEN_Tool.pdf>. Acesso em: 06 de dezembro de 2010.

ENSINAS, A. V. **Integração térmica e otimização termoeconômica aplicadas ao processo industrial de produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar**. Dissertação

(Doutorado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2008.

EPE – EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA. **Balanço energético nacional 2007: ano base 2006**. Relatório final / Ministério de Minas e Energia. Empresa de Pesquisa Energética. Rio de Janeiro : EPE, 2007.

FAAIJ, André, *et al.* Gasification of biomass wastes and residues for electricity production. **Biomass and Bioenergy**, v. 12, n. 06, p. 387-407. 1997.

FABER, A. Comunicação pessoal, Dedini S/A Indústrias de Base, Dezembro de 2010.

FAO - FOOD AND AGRICULTURE ORGANIZATION OF THE UNITED NATIONS. **Production (2009)**. Disponível em: < <http://faostat.fao.org/site/339/default.aspx>>. Acesso em: 09 de fevereiro de 2011.

FLIN, D. **Cogeneration: a user's Guide**. London: The Institution of Engineering and Technology, 2010. 120 pp. (IET Renewable Energy Series 11).

FREITAS, M. R. **Avaliação do potencial energético dos resíduos sólidos dos lagares do Alentejo**. Dissertação (Mestrado em Olivicultura, Azeite e Azeitona de Mesa) – Instituto Superior de Agronomia, Universidade Técnica de Lisboa. Lisboa, 2007.

GABRA, M.; PETTERSSON, E.; BACKMAN, R.; KJELLSTROM, B. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue—Part 2: gasification of bagasse. **Biomass and Bioenergy**, n. 21, pp. 351–369, 2001.

GROENEVELD, D. L. **The co-current moving bed gasifier**. Ph. D. Thesis, Twente University of Technology. The Netherlands, 1980.

HASSUANI, S.; REGIS, M.; CARVALHO, I. **Biomass power generation: sugar cane bagasse and trash**. Piracicaba: PNUD-CTC, 2005. 217 p. (Série Caminhos para Sustentabilidade).

HUGOT, E. **Handbook of cane sugar engineering**, 3° ed. Nova Iorque: Elsevier Science Publishing Company, 1986.

IEA – INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. **Energy technology perspectives 2008 – scenarios and strategies to 2050**. OECD/IEA, 2008.

IEDA NETO, J. Comunicação pessoal, Usina São João, Janeiro de 2011.

IEDA NETO, J. Redução do consumo de vapor através da eletrificação de moendas secadoras. In: CALDEIRAS, MEIO AMBIENTE E ENERGIAS RENOVÁVEIS, 2010, Ribeirão Preto. **Proceedings**. Ribeirão Preto: Sinatub, 2010. (parte IX).

JENKINS, M. B. Fuel properties for biomass materials. In: INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON APPLICATION AND MANAGEMENT OF ENERGY IN AGRICULTURE, 1990, New Delhi. **The Role of Biomass Fuels Proceedings**. New Delhi: Punjab Agricultural University, 1990.

KASPUTES, J. L. Como incrementar o ganho energético industrial utilizando o processo industrial de cana a seco. In: CALDEIRAS, MEIO AMBIENTE E ENERGIAS RENOVÁVEIS, 2010, Ribeirão Preto. **Proceedings**. Ribeirão Preto: Sinatub, 2010. (parte V).

LARSON, E. D., *et al.* Biomass-gasifier steam-inject gas turbine cogeneration for the cane sugar industry. **Energy from biomass and wastes XIV**, Institute of Gas Technology, Chicago, Illinois, USA, pg 781-795. 1991.

LARSON, E. D.; WILLIAMS R. H.; LEAL, M R. L. V. A review of biomass integrated-gasifier/gas turbine combined cycle technology and its application in sugarcane industries, with an analysis for Cuba. **Energy for Sustainable Development**, v. 05, n. 01, pp. 54-76. 2001.

LEITE, A. D. **A energia do Brasil**. 2º ed. Rio de Janeiro: Elsevier, 2007. 648 p.

LEME, R. M. **Estimativa das emissões de poluentes atmosféricos e uso de água na produção de eletricidade com biomassa de cana-de-açúcar**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2008.

LIMA, J. L. **Estado e energia no Brasil: o setor elétrico no Brasil: das origens a criação da Eletrobrás (1890-1962)**. São Paulo: IPE-USP, 1984. 121p.

LORA, Electo Silva. **Prevenção e controle da poluição nos setores energético, industrial e de transporte**. 2. ed. Rio de Janeiro: Interciência, 2002. 503p.

MACEDO, I. C.; LEAL, M. R. L. V.; HASSUANI, S. Sugar cane residues for power generation in the sugar/ ethanol mills in Brazil. **Energy for Sustainable Development**, v. 05, n. 01, pp. 77-82. 2001.

MACEDO, I. C.; SEABRA, J. E. A.; SILVA, Greenhouse gases emissions in the production and use of ethanol from sugarcane in Brazil: The 2005/2006 averages and a prediction for 2020. **Biomass and Bioenergy**, v. 32, n 07, pp 582-595. 2008.

MASCARIM JUNIOR, T. A. Comunicação pessoal, Dedini S/A, Abril de 2011.

MCKENDRY, P. Energy production from biomass (part 2): conversion technologies **Bioresource Technology**, v. 83, n. 1, pp 47-54. 2002.

MEMÓRIA DA ELETRICIDADE. **A Eletrobrás e a história do setor de energia elétrica no Brasil: ciclo de palestras**. Rio de Janeiro: Eletrobrás, 1995.

MEMÓRIA DA ELETRICIDADE. Light: 85 anos no Rio de Janeiro. Rio de Janeiro: Eletrobrás, n. 13, pg. 8, maio 1990.

MICHELAZZO, M. B.; BRAUNBACK, O. A. Análise de seis sistemas de recolhimento do palhiço na colheita mecânica da cana-de-açúcar. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v.12, n.5, p.546–552, 2008.

NATU, S. C. Bagasse based cogeneration, India marching ahead. **International Sugar Journal**, v. 107, n. 1279, pp 416-424. 2005.

NEBRA, S. A. **Secagem pneumática do bagaço**. Dissertação (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 1985.

NEVES, A. S. B. e PASSOS, F. A. O seu desaerador tem a performance esperada? In: CONGRESSO LATINO AMERICANO DE CORROSÃO, 2006, Fortaleza. Fortaleza: ABRACO, 2006.

PARRO, J. S. A visão do setor automobilístico. In: Fernandes, E. S. L.; Coelho S. T. **Perspectivas do álcool combustível no Brasil**. São Paulo: USP – Instituto de Eletrotécnica e Energia, 1996. 166p.

PATURAU, J. M. **By-products of the cane sugar industry: an introduction to their industrial utilization**. 3° ed. Amsterdam: Elsevier, 1989. 435p.

PELAEZ SAMANIEGO, M. R., **Uso de biocombustível da pirólise rápida da palha de cana em um motor de ciclo Otto**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2007.

PELLEGRINI, L. F. **Análise e otimização termo-econômica-ambiental aplicada à produção combinada de açúcar, álcool e eletricidade**. Dissertação (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Departamento de Engenharia Mecânica, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. São Paulo, 2009.

PELLEGRINI, L. F.; OLIVEIRA JUNIOR, S. Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification. **Energy**, v. 32, p. 314–327. 2007.

PELLEGRINO, R. **Gaseificação de carvão mineral com adição de vapor e remoção de H₂S, em leito fluidizado**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2006.

PISTORE, T. T. **Avaliação técnico - econômica e ambiental da eletrificação das moendas na indústria sucroalcooleira** Dissertação (Mestrado em Engenharia da Energia) – Universidade Federal de Itajubá. Itajubá, 2004.

PIZAIA, W.; NAKAHODO, T.; OLIVEIRA, D. T. **Alternativas para redução do consumo de água no processo**. Cooperativa de Produtores de Cana, Açúcar e álcool do Estado de São Paulo Ltda. (Copersucar), 1999.

REED, T. B. **Biomass gasification: principles and technology**. Park Ridge: Noyes, 1981. 401p.

REIN, P. **Cane sugar engineering**. Berlim: Bartens, 2007.

REVISE. **Revisão institucional do setor elétrico**. Rio de Janeiro: Eletrobrás, 1988. 175 p.

RINO, G. Comunicação pessoal, TGM Turbinas, Novembro de 2010.

RIPOLI, T. C. C. e RIPOLI, M. L. C. Palhão como fonte de energia. In: Dinardo-Miranda, L. L.; Vasconcelos, A. C. M.; Landell, M. G. A. **Cana-de-açúcar**. Campinas: IAC, 2008. pg.791-806.

RIPOLI, T. C. C. e RIPOLI, M. L. C. **Biomassa de cana-de-açúcar: colheita, energia e ambiente**. 2º Ed. Piracicaba: T. C. C. Ripoli. 2009. 302 p.

SALISBURY, J. K. **Steam turbines and their cycles**. Huntington: R. E. Krieger, 1950. 653 p.

SCHMIDT, F. Comunicação pessoal, NG Turbinas, Dezembro de 2010.

SEABRA, J. E. A. **Análise de opções tecnológicas para o uso integral da biomassa no setor de cana de açúcar e suas implicações**. Dissertação (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2008.

SERRA, O. C. **Identificação de oportunidades para redução das perdas de água e energia em um sistema de geração e distribuição de vapor**. Dissertação (Mestrado em Gerenciamento e Tecnologias Ambientais no Processo Produtivo. Ênfase em Produção Limpa) - Departamento de Engenharia Ambiental, Universidade Federal da Bahia. Salvador, 2006.

SILVA FILHO, D. **Dimensionamento de usinas hidroelétricas através de técnicas de otimização evolutiva**. Dissertação (Doutorado em Engenharia Elétrica) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo. São Carlos, 2003.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introdução a termodinâmica da engenharia química**. 5. ed. Rio de Janeiro: Livros Técnicos e Científicos, 2000. 697 p.

SOSA-ARNAO, J. H. **Caldeiras aquatubulares de bagaço-estudo do sistema de recuperação de energia**. Dissertação (Doutorado em Engenharia Mecânica) - Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 2008.

STREZOV, V.; PATTERSON, M.; ZYMLA, V.; FISHER, K.; EVANS, T.J.; NELSON, P. F. Fundamental aspects of biomass carbonization. **Journal of Analytical and Applied Pyrolysis**. v. 79, pp 91-100. 2007.

SUZOR, N. C.; BOUVET, P. E. **Identifying the basic conditions for economic generation of public electricity from surplus bagasse in sugar mill**. Washington: The World Bank Industry and Energy Department, 1991. (Energy Series Paper, n° 34).

THERMOFLOW Inc. **Fully-flexible heat balance engineering software**. Disponível em: <http://www.thermoflow.com/Products_FullyFlexible.htm>. Acesso em: 26 de Novembro de 2009.

UCHOA, T. B., *et al.* **Análise termodinâmica e termoeconômica de uma usina sucroalcooleira que produz excedente de bagaço para comercialização**. In: ENCONTRO DE ENERGIA NO MEIO RURAL, 6, 2006, Campinas. Disponível em: <http://www.proceedings.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=MSC0000000022006000100014&lng=en&nrm=abn>. Acesso em: 16 Junho de 2010.

UNICA – UNIÃO DA INDÚSTRIA DA CANA-DE-AÇÚCAR. **Sustentabilidade – protocolo agroambiental**. Disponível em: < <http://www.unica.com.br/content/show.asp?cntCode={BEE106FF-D0D5-4264-B1B3-7E0C7D4031D6}>> acessado em: 10 de maio de 2011.

UPADHIAYA, U. C. Bagasse as a fuel. **International Sugar Journal**, v.93, pp.132-138, 1991.

VAN DEN ENDEN, P. J.; LORA, E. S. Design approach for a biomass fed fluidized bed gasifier using the simulation software CSFB. **Biomass and Bioenergy**, v. 26, n. 03, p. 281 – 287. 2004.

VAN WYLEN, G. J.; SONNTAG, R. E. **Fundamentos da termodinâmica clássica**. São Paulo: E. Blucher, 1978. 565 p.

VILLELA, A V.; SUZIGAN, W. **Política do governo e crescimento da economia brasileira, 1889-1945**. 3. ed. Rio de Janeiro: IPEA/INPES, 2001. 470p., il. (Serie monográfica; v. 10).

WALTER, A. C. S. **Viabilidade e perspectivas da co-geração e geração de termelétrica no setor sucroalcooleiro**. Dissertação (Doutorado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas. Campinas, 1994.

WIENESE, A. Boilers, boiler fuel and boiler efficiency. **Proceedings of The South African Sugar Technologists' Association**, n. 75, pg. 275-281, 2001.

ZAINAL, Z. A., *et al.* Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials. **Energy Conversion and Management**, n. 42, p. 1499-1515, 2001.

Apêndice

a)

Fuel Analysis

Fuel name: Bagaço_seco

Solid type: Biomass

Fuel supply temperature: 25 C

Update Fuel by Total Moisture Content...

Heating Values (Moisture and Ash included)

HHV @ 25C: 18200 kJ/kg

LHV @ 25C: 16869 kJ/kg

Estimate Heating Values

Fuel Sub-Type Definition

Automatic estimate ☐ User-defined ☒

Inherent (as-mined) moisture as % of total moisture: 100 %

Sub-type: Agriculture byproduct / residue

Other Properties

Specific heat (Cp) at 25 C, dry: 1.13 kJ/kg-C

Specific heat (Cp) at 300 C, dry: 1.926 kJ/kg-C

Hardgrove Grindability Index (HGI): N/A

Ultimate Analysis (weight percent)

| | | |
|----------------|----------------|----------|
| Total moisture | 0 | % |
| Ash | 3 | % |
| Carbon | 46.4 | % |
| Hydrogen | 6.1 | % |
| Nitrogen | 0.2 | % |
| Chlorine | 0 | % |
| Sulfur | 0.1 | % |
| Oxygen | 44.2 | % |
| Total | 100.000 | % |

Proximate Analysis (weight percent)

| | | |
|-----------------|----------------|----------|
| Total moisture | 0 | % |
| Ash | 3 | % |
| Volatile matter | 85 | % |
| Fixed carbon | 12 | % |
| Total | 100.000 | % |

b)

Ash Analysis

Ash Analysis (weight percent)

| | | |
|--------------------------------|----------------|----------|
| Silica, SiO2 | 72.3 | % |
| Aluminum Oxide, Al2O3 | 8 | % |
| Titanium Dioxide, TiO2 | 0.6 | % |
| Iron Oxide, Fe2O3 | 6.2 | % |
| Calcium Oxide, CaO | 4.2 | % |
| Magnesium Oxide, MgO | 2.3 | % |
| Sodium Oxide, Na2O | 1 | % |
| Potassium Oxide, K2O | 4.5 | % |
| Phosphorous Pentoxide, P2O5 | 0.9 | % |
| Sulfur Trioxide, SO3 | 0 | % |
| Other | 0 | % |
| Total weight percentage | 100.000 | % |

Ash Fouling

Automatic estimate ☐ User-defined ☒

Fouling index: Low/Medium

Ash Deposition Temperature

Estimated ash deposition temperature: 1232.2 C

CAUTION: Fuel type, fuel analysis, ash analysis, and ash fouling index significantly impact boiler and emission control design. For user-defined fuels, it is the user's responsibility to provide a complete set of consistent data.

Figura A.1 Valores de bagaço de cana seco descritos pelo Thermoflow: a) análises elementar, análise imediata e PCS do bagaço ; b) composição das cinzas.

☐ Fuel Library ☒ User-defined

Fuel Type

☐ Gas
☐ Liquid
☒ Solid
☐ Liquefied Gas

Heating Values

☒ Define HHV
☐ Define LHV

Fuel Analysis

Fuel name:

Solid type:

Fuel supply temperature: C

Update Fuel by Total Moisture Content...

Ultimate Analysis (weight percent)

| | | |
|----------------|---|----------|
| Total moisture | <input type="text" value="50"/> | % |
| Ash | <input type="text" value="1,5"/> | % |
| Carbon | <input type="text" value="23,2"/> | % |
| Hydrogen | <input type="text" value="3,05"/> | % |
| Nitrogen | <input type="text" value="0,1"/> | % |
| Chlorine | <input type="text" value="0"/> | % |
| Sulfur | <input type="text" value="0,05"/> | % |
| Oxygen | <input type="text" value="22,1"/> | % |
| Total | <input type="text" value="100,000"/> | % |

Heating Values (Moisture and Ash included)

HHV @ 25C: kJ/kg

LHV @ 25C: kJ/kg

Fuel Sub-Type Definition

☐ Automatic estimate ☒ User-defined

Inherent (as-mined) moisture as % of total moisture: %

Sub-type:

Other Properties

Specific heat (Cp) at 25 C, dry: kJ/kg-C

Specific heat (Cp) at 300 C, dry: kJ/kg-C

Hardgrove Grindability Index (HGI):

Proximate Analysis (weight percent)

| | | |
|-----------------|---|----------|
| Total moisture | <input type="text" value="50"/> | % |
| Ash | <input type="text" value="1,5"/> | % |
| Volatile matter | <input type="text" value="42,5"/> | % |
| Fixed carbon | <input type="text" value="6"/> | % |
| Total | <input type="text" value="100,000"/> | % |

Figura A.2 Valores de bagaço de cana, com 50% de umidade, descritos pelo Thermoflow.

Definiu-se a composição da palha utilizada nas simulações.

A análise elementar da palha, assim como a análise imediata, poder calorífico superior (PCS) e a composição das cinzas foi reportada por Pelaez Samaniego (2007). Esses dados são descritos por meio das Figuras A.3 a A.5.

☐ Fuel Library ☒ User-defined

Fuel Analysis Ash Analysis

Fuel name:

Solid type:

Fuel supply temperature: C

Heating Values
☒ Define HHV
☐ Define LHV

Ultimate Analysis (weight percent)

| | | |
|----------------|----------------|----------|
| Total moisture | 9,92 | % |
| Ash | 11,57 | % |
| Carbon | 44,7 | % |
| Hydrogen | 5,797 | % |
| Nitrogen | 0,4504 | % |
| Chlorine | 0 | % |
| Sulfur | 0,0795 | % |
| Oxygen | 27,48 | % |
| Total | 100,000 | % |

Heating Values (Moisture and Ash included)

HHV @ 25C: kJ/kg
 LHV @ 25C: kJ/kg

Coal Rank
☒ Automatic estimate ☐ User-defined
 Inherent (as-mined) moisture as % of total moisture: %
 Coal rank:

Proximate Analysis (weight percent)

| | | |
|-----------------|----------------|----------|
| Total moisture | 9,92 | % |
| Ash | 11,57 | % |
| Volatile matter | 71,6 | % |
| Fixed carbon | 6,907 | % |
| Total | 100,000 | % |

Other Properties

Specific heat (Cp) at 25 C, dry: kJ/kg-C
 Specific heat (Cp) at 300 C, dry: kJ/kg-C
 Hardgrove Grindability Index (HGI):

a)

☐ Fuel Library ☒ User-defined

Fuel Analysis Ash Analysis

Ash Analysis (weight percent)

| | | |
|--------------------------------|----------------|----------|
| Silica, SiO2 | 52,62 | % |
| Aluminum Oxide, Al2O3 | 15,8 | % |
| Titanium Dioxide, TiO2 | 1,3 | % |
| Iron Oxide, Fe2O3 | 3,93 | % |
| Calcium Oxide, CaO | 5,76 | % |
| Magnesium Oxide, MgO | 5,27 | % |
| Sodium Oxide, Na2O | 0,12 | % |
| Potassium Oxide, K2O | 7,8 | % |
| Phosphorous Pentoxide, P2O5 | 0,1 | % |
| Sulfur Trioxide, SO3 | 2,76 | % |
| Other | 4,54 | % |
| Total weight percentage | 100,000 | % |

Ash Fouling
☐ Automatic estimate ☒ User-defined
 Fouling index:

Ash Fusibility Temperatures

Initial deformation temp. (reducing atm.): C
 Softening temp. (reducing atm.): C

CAUTION: Fuel type, fuel analysis, ash fusibility temperatures, ash analysis, and ash fouling index significantly impact boiler and emission control design. For user-defined fuels, it is the user's responsibility to provide a complete set of consistent data.

b)

Figura A.3 Valores da palha da cana seco descritos pelo Thermoflow: a) análises elementar, análise imediata e PCS do bagaço ; b) composição das cinzas.

Fuel Type

☐ Gas

☐ Liquid

☒ Solid

☐ Liquefied Gas

Heating Values

☒ Define HHV

☐ Define LHV

Load Fuel

Mix Fuels

Save Fuel

Fuel Analysis

Fuel name: Palha

Solid type: Coal

Fuel supply temperature: 25 C

Update Fuel by Total Moisture Content...

Ultimate Analysis (weight percent)

| | | |
|----------------|----------------|----------|
| Total moisture | 0 | % |
| Ash | 12,85 | % |
| Carbon | 49,62 | % |
| Hydrogen | 6,435 | % |
| Nitrogen | 0,5 | % |
| Chlorine | 0 | % |
| Sulfur | 0,0882 | % |
| Oxygen | 30,51 | % |
| Total | 100,000 | % |

Heating Values (Moisture and Ash included)

HHV @ 25C: 19694 kJ/kg

LHV @ 25C: 18289 kJ/kg

Estimate Heating Values

Coal Rank

☒ Automatic estimate ☐ User-defined

Inherent (as-mined) moisture as % of total moisture: 100 %

Coal rank: Subbituminous B

Proximate Analysis (weight percent)

| | | |
|-----------------|----------------|----------|
| Total moisture | 0 | % |
| Ash | 12,85 | % |
| Volatile matter | 79,48 | % |
| Fixed carbon | 7,668 | % |
| Total | 100,000 | % |

Other Properties

Specific heat (Cp) at 25 C, dry: 1,13 kJ/kg-C

Specific heat (Cp) at 300 C, dry: 1,926 kJ/kg-C

Hardgrove Grindability Index (HGI): 96

Figura A.4 Valores da palha da cana, com 0% de umidade, descritos pelo Thermoflow.

☐ Fuel Library ☒ User-defined

OK **Cancel** **View Fuel Summary**

Fuel Type

☐ Gas

☐ Liquid

☒ Solid

☐ Liquefied Gas

Heating Values

☒ Define HHV

☐ Define LHV

Load Fuel

Mix Fuels

Save Fuel

Fuel Analysis

Fuel name: Palha

Solid type: Coal

Fuel supply temperature: 25 C

Update Fuel by Total Moisture Content...

Ultimate Analysis (weight percent)

| | | |
|----------------|----------------|----------|
| Total moisture | 15 | % |
| Ash | 10,92 | % |
| Carbon | 42,18 | % |
| Hydrogen | 5,47 | % |
| Nitrogen | 0,425 | % |
| Chlorine | 0 | % |
| Sulfur | 0,075 | % |
| Oxygen | 25,93 | % |
| Total | 100,000 | % |

Heating Values (Moisture and Ash included)

HHV @ 25C: 16740 kJ/kg

LHV @ 25C: 15179 kJ/kg

Estimate Heating Values

Coal Rank

☒ Automatic estimate ☐ User-defined

Inherent (as-mined) moisture as % of total moisture: 100 %

Coal rank: Lignite A

Proximate Analysis (weight percent)

| | | |
|-----------------|----------------|----------|
| Total moisture | 15 | % |
| Ash | 10,92 | % |
| Volatile matter | 67,56 | % |
| Fixed carbon | 6,518 | % |
| Total | 100,000 | % |

Other Properties

Specific heat (Cp) at 25 C, dry: 1,13 kJ/kg-C

Specific heat (Cp) at 300 C, dry: 1,926 kJ/kg-C

Hardgrove Grindability Index (HGI): 96

Figura A.5 Valores da palha da cana, com 15% de umidade, descritos pelo Thermoflow.

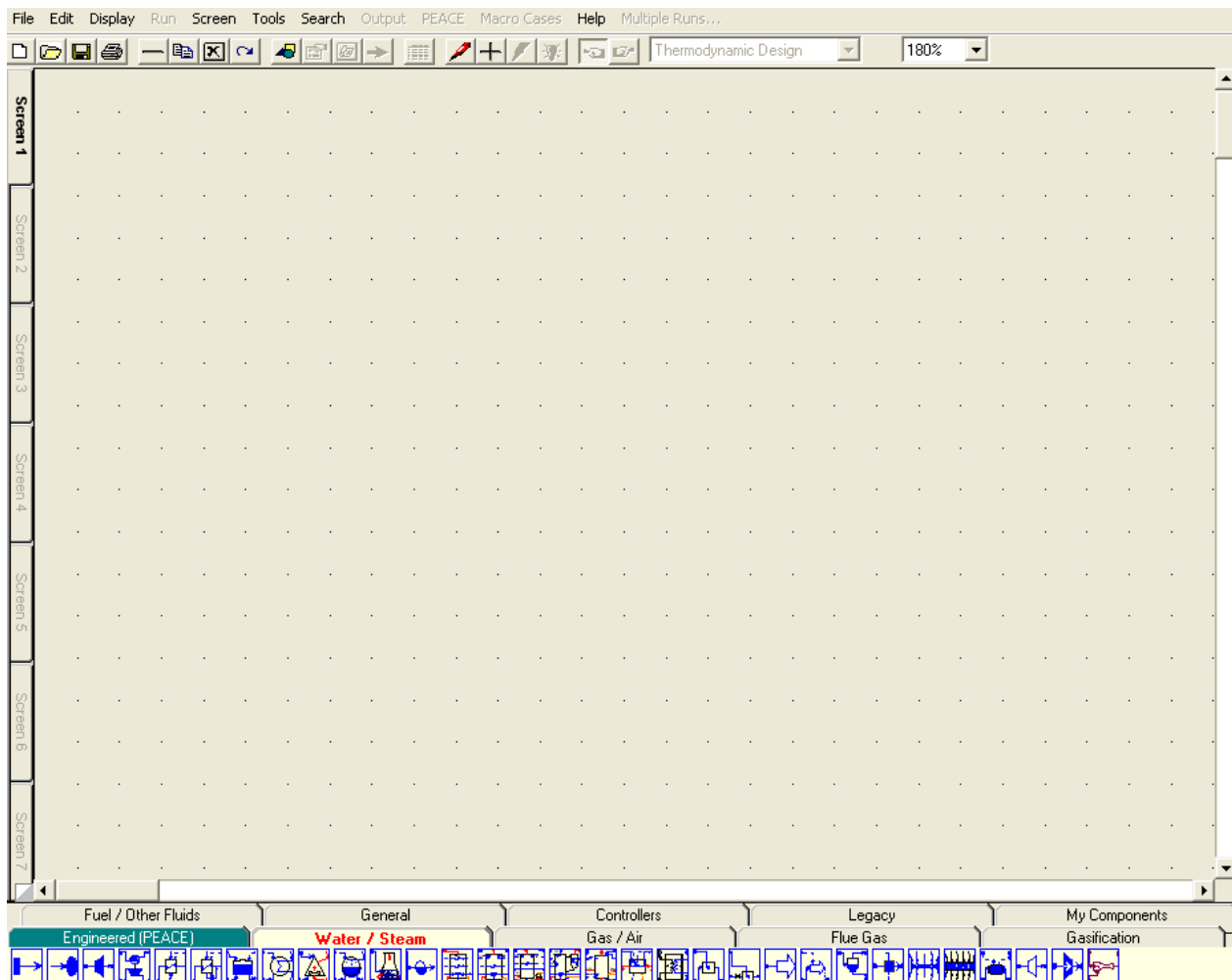


Figura A.6 Área de trabalho do simulador Thermoflex 19®.

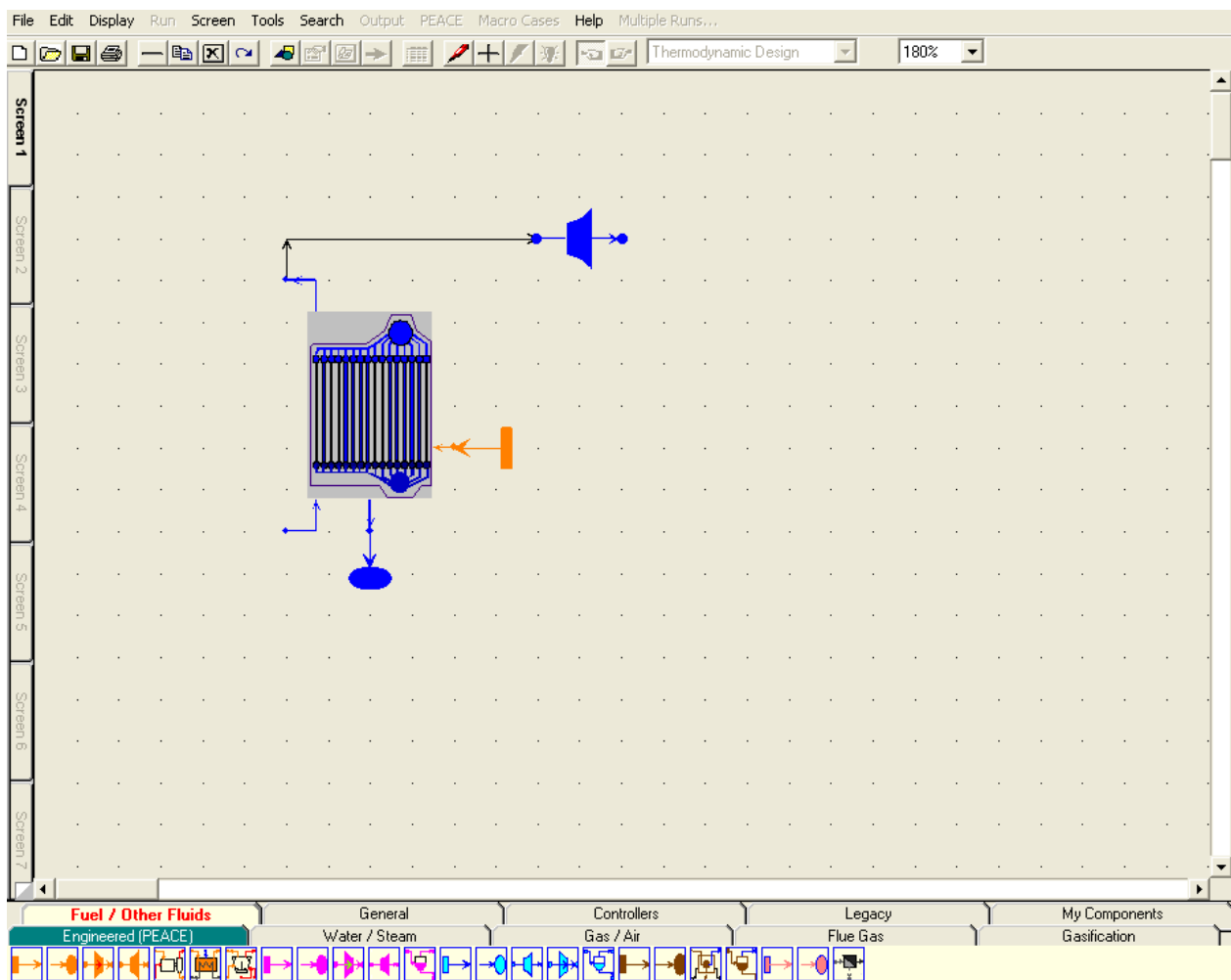


Figura A.7 Área de trabalho do simulador Thermoflex 19®, com adição de equipamentos.

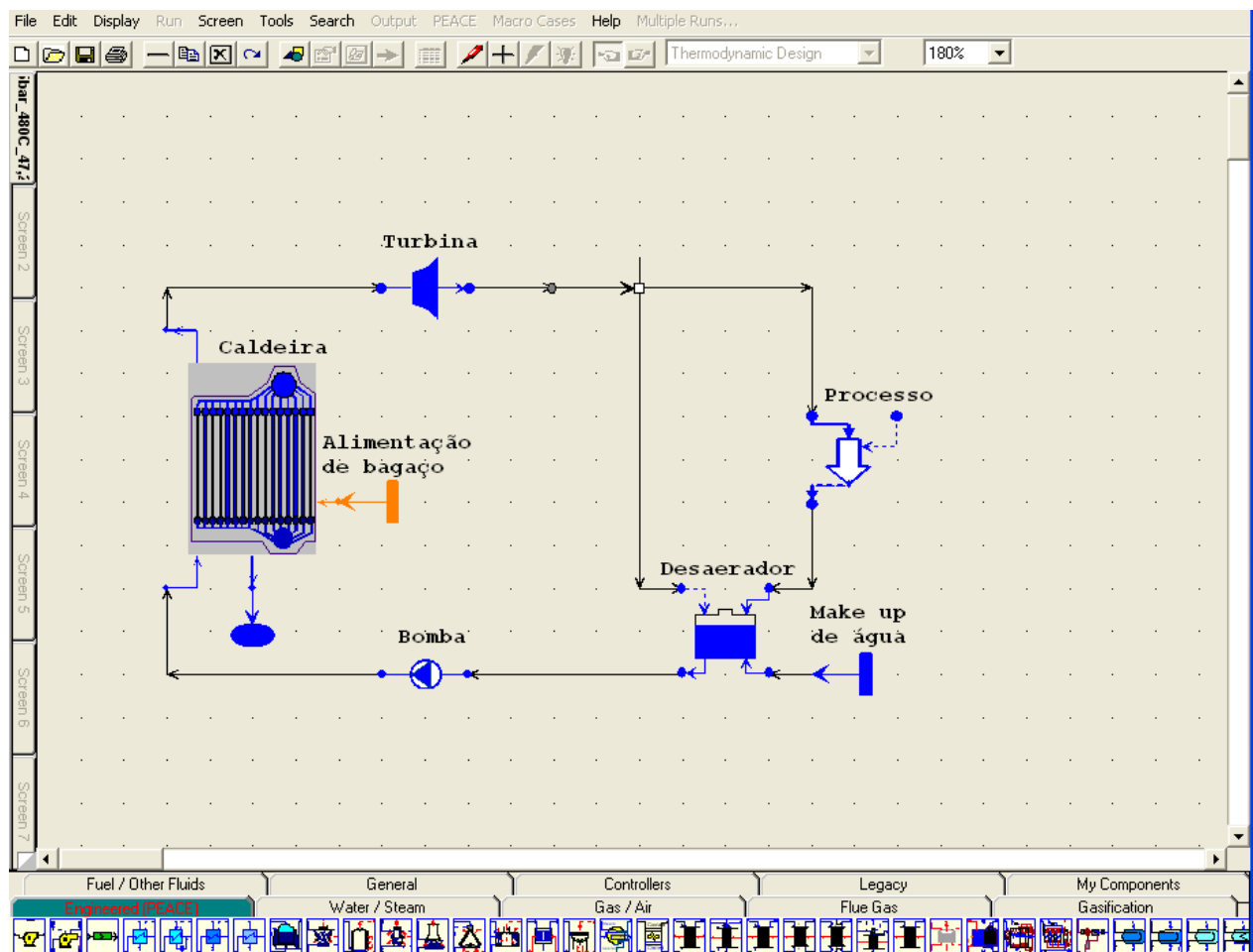


Figura A.8 Área de trabalho do simulador Thermoflex 19®, com todos os equipamentos conectados.

| | Units | Value |
|--|-------|-------|
| Nominal capacity | kg/s | 75 |
| Nominal steam pressure | bar | 22 |
| Nominal boiler efficiency (HHV) | % | 61,73 |
| 25,1 | C | 127 |
| Steam temperature | C | 300 |
| Steam production flow | kg/s | 71,78 |
| Blowdown as percentage of steam production | % | 1 |
| Water path pressure drop (DP/Pout) | % | 3 |
| Steam path pressure drop (DP/Pout) | % | 10 |
| Auxiliary load at 100% load | kW | 80 |
| a) Fuel pressure | bar | 2,028 |

| | Units | Value |
|--|-------|-------|
| Nominal capacity | kg/s | 75 |
| Nominal steam pressure | bar | 65 |
| Nominal boiler efficiency (HHV) | % | 67,25 |
| 25,1 | C | 127 |
| Steam temperature | C | 480 |
| Steam production flow | kg/s | 71,74 |
| Blowdown as percentage of steam production | % | 1 |
| Water path pressure drop (DP/Pout) | % | 3 |
| Steam path pressure drop (DP/Pout) | % | 10 |
| Auxiliary load at 100% load | kW | 80 |
| b) Fuel pressure | bar | 2,028 |

| | Units | Value |
|--|-------|-------|
| Nominal capacity | kg/s | 75 |
| Nominal steam pressure | bar | 100 |
| Nominal boiler efficiency (HHV) | % | 67,26 |
| 25,1 | C | 127 |
| Steam temperature | C | 530 |
| Steam production flow | kg/s | 71,74 |
| Blowdown as percentage of steam production | % | 1 |
| Water path pressure drop (DP/Pout) | % | 3 |
| Steam path pressure drop (DP/Pout) | % | 10 |
| Auxiliary load at 100% load | kW | 80 |
| c) Fuel pressure | bar | 2,028 |

Figura A.9 Valores dos dados de entrada para a caldeira realizados para o sistema BPST. As pressões e temperaturas das caldeiras consideradas foram: a) pressão de 22 bar e temperatura 300°C, b) pressão de 65 bar e 480°C e c) pressão de 100 bar e temperatura de 530°C.

Steam Turbine[34]

Thermodynamic Design

Main Inputs

Efficiency Definitions

☐ Specify dry step efficiency

58 %

☒ Specify exit enthalpy (before exhaust loss)

2744 kJ/kg

Reference pressure ratio for ST expansion step

1.35

Condensation quality (Wilson line)

0.97

Moisture efficiency penalty (Baumann coefficient)

0.72

Inlet pressure control

Sliding

Control pressure drop

2.5 %

Sizing flow / design point flow

1

Design point pressure

22 bar

Inlet pressure drop

0 %

Mechanical Definitions

Shaft number

6

Shaft speed

3600 RPM

Mechanical efficiency

98 %

Figura A.10 Valores dos dados de entrada para a turbina realizados para o sistema BPST. As pressões de operação das turbinas consideradas foram de 22, 65 e 100 bar. Na figura acima, a pressão inserida está a 22 bar, podendo ser mudanda para as outras pressões, por meio do item “*Design point pressure*”.

Steam Turbine[65]
Thermodynamic Design

Main Inputs

Efficiency Definitions

☒ Specify dry step efficiency
51 %

☐ Specify exit enthalpy (before exhaust loss)
2744 kJ/kg

Reference pressure ratio for ST expansion step
1,35

Condensation quality (Wilson line)
0,97

Moisture efficiency penalty (Baumann coefficient)
0,72

Inlet pressure control
Sliding

Control pressure drop
2,5 %

Sizing flow / design point flow
1

Design point pressure
22 bar

Inlet pressure drop
0 %

Mechanical Definitions

Shaft number
12

Shaft speed
3600 RPM

Mechanical efficiency
100 %

Figura A.11 Valores dos dados de entrada para a moenda realizados para o sistema BPST. As pressões de operação das moendas consideradas foram de 22 bar. A eficiência isentrópica da moenda foi de 56%.

| | | |
|---|------|-----------------------|
| Process w/return[28] | | 3 - Superheated vapor |
| 1. Phase | | 3 - Superheated vapor |
| 2. Pressure | bar | 2,5 |
| 3. Temperature | C | 132 |
| 4. Quality | | NA |
| 5. How process flow is specified | | Specify flow |
| 6. Flow | kg/s | 69,89 |
| 7. Heat load | kW | NA |
| 8. Flow priority | | Strong |
| 9. Process return pressure | bar | 2,5 |
| 10. Process return temperature | C | 90 |
| 11. Process return % | | 95,25 |
| 12. Temperature of make-up water | C | 25 |
| 13. Temperature of desuperheating water | C | 25 |

a)

| | | |
|---|------|-----------------------|
| Process w/return[13] | | 3 - Superheated vapor |
| 1. Phase | | 3 - Superheated vapor |
| 2. Pressure | bar | 2,5 |
| 3. Temperature | C | 132 |
| 4. Quality | | NA |
| 5. How process flow is specified | | Specify flow |
| 6. Flow | kg/s | 47,54 |
| 7. Heat load | kW | NA |
| 8. Flow priority | | Very strong |
| 9. Process return pressure | bar | 2,5 |
| 10. Process return temperature | C | 90 |
| 11. Process return % | | 95,22 |
| 12. Temperature of make-up water | C | 25 |
| 13. Temperature of desuperheating water | C | 25 |

b)

| | | |
|---|------|-----------------------|
| Process w/return[42] | | 3 - Superheated vapor |
| 1. Phase | | 3 - Superheated vapor |
| 2. Pressure | bar | 2,5 |
| 3. Temperature | C | 132 |
| 4. Quality | | NA |
| 5. How process flow is specified | | Specify flow |
| 6. Flow | kg/s | 39,15 |
| 7. Heat load | kW | NA |
| 8. Flow priority | | Very strong |
| 9. Process return pressure | bar | 2,5 |
| 10. Process return temperature | C | 90 |
| 11. Process return % | | 95,2 |
| 12. Temperature of make-up water | C | 25 |
| 13. Temperature of desuperheating water | C | 25 |

c)

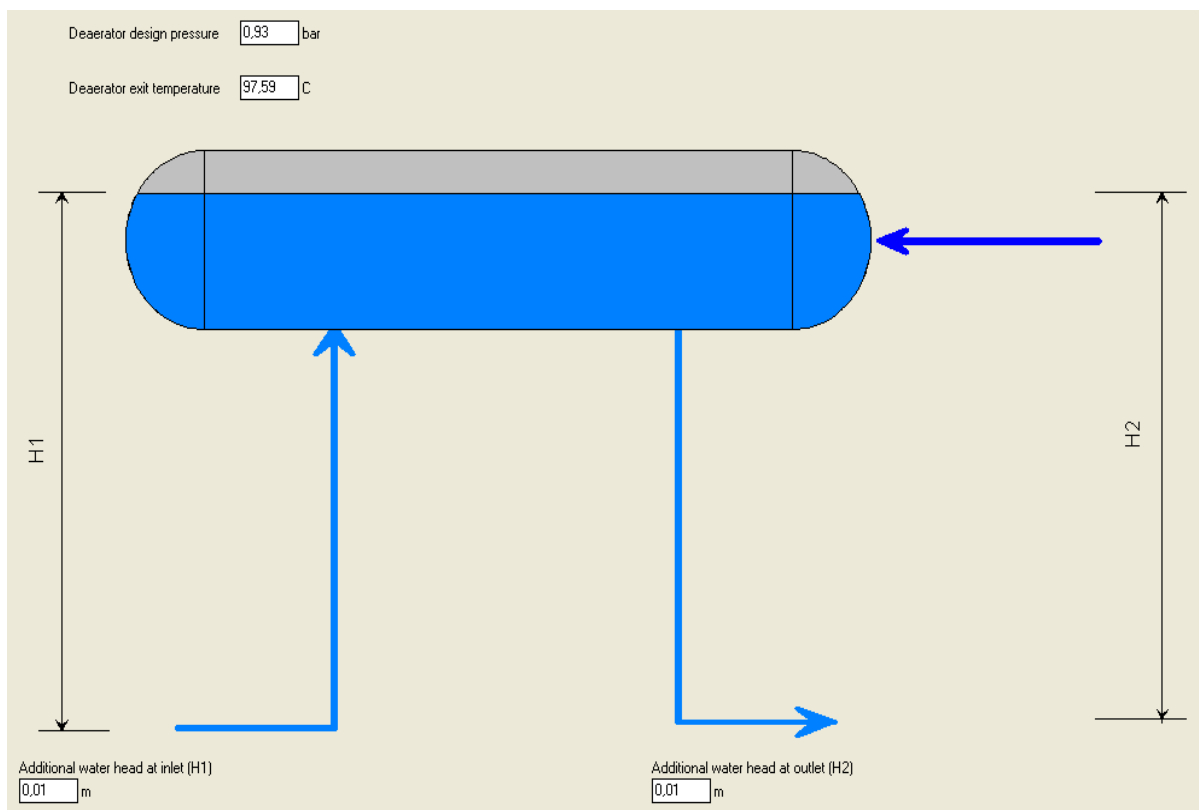
Figura A.12 Valores dos dados de entrada para o processo realizados para o sistema BPST. Os consumos de vapor no processo consideradas foram: a) 69,5 kg de vapor por segundo, b) 47,2 kg de vapor por segundo e c) 38,9 kg de vapor por segundo.

| | | |
|---|-------------------------|------------|
| Water-cooled Condenser[16] | | 0 - Design |
| 1. Mode | | 0 - Design |
| 2. Design point condenser pressure | bar | 0,135 |
| 3. Design point cooling water temperature rise | C | 15 |
| 4. Design point minimum pinch | C | 2 |
| 5. Condensate subcooling | C | 3,5 |
| 6. Cooling water pump efficiency | % | 72 |
| 7. Design point cooling water total head loss | m | 9,144 |
| 8. Design point steam-side thermal res./total res. | | NA |
| 9. Design point water-side thermal res./total res. | | NA |
| 10. Design point tube wall & fouling res./total res. | | NA |
| 11. Design point steam mass flow | kg/s | NA |
| 12. Design point water mass flow | kg/s | NA |
| 13. Design point UA | kW/C | NA |
| 14. Correction factor for overall h.t.c. | | NA |
| 15. Water-side flow resistance coefficient | 10^{-3}m^{-4} | NA |
| 16. Off-design water mass flow | kg/s | NA |
| 17. Scaling exponent for steam-side h.t.c w/ steam flow | | NA |
| 18. Scaling exponent for water-side h.t.c w/ water flow | | NA |

Figura A.13 Valores dos dados de entrada para a o condensador do processo.

| | | |
|---|----------|-------------------------------|
| Cooling Towers(various)[3] | | 0 - Design |
| 1. Mode | | 0 - Design |
| 2. Type of cooling tower | | 2 - Wet with mechanical draft |
| 3. Design point cooling water approach to wet bulb temperature | C | 5 |
| 4. Design point air wet bulb temperature rise in wet-section | C | 10 |
| 5. Design point approach to ambient dry bulb temperature | C | NA |
| 6. Design point air dry bulb temperature rise in dry-section | C | NA |
| 7. Design point dry-section load as % of total CT load | % | NA |
| 8. Air draft loss | millibar | 1,246 |
| 9. Air relative humidity leaving wet-section | % | 95 |
| 10. Fan efficiency | % | 78,3 |
| 11. Pump efficiency | % | 72 |
| 12. Height of CT to which cooling water is pumped | m | 9,144 |
| 13. Number of cells | | 4 |
| 14. Cycles of concentration | | 5 |
| 15. Minimum water temperature leaving tower | C | 2,222 |
| 16. Nominal wet-section airflow / cell | kg/s | NA |
| 17. Nominal water flow / cell | kg/s | NA |
| 18. Nominal UA of wet-section | kW/C | NA |
| 19. Nominal heat/mass transfer factor | | NA |
| 20. Off-design wet-section airflow, % of design point | % | NA |
| 21. Correction factor for off-design wet-section overall h.t.c. | | NA |
| 22. Water temperature leaving tower | C | NA |
| 23. Buoyancy coefficient (natural draft CT) | | NA |
| 24. Correction factor for buoyancy coefficient (natural draft CT) | | NA |
| 25. Nominal UA of dry-section | kW/C | NA |
| 26. Nominal dry-section airflow / cell | kg/s | NA |
| 27. Off-design dry-section airflow, % of design point | % | NA |
| 28. Correction factor for off-design dry-section overall h.t.c. | | NA |

Figura A.14 Valores dos dados de entrada para a torre de resfriamento.



Deaerator
 Mode: Thermodynamic Design
 Deaerator type: Horizontal Heater (HH)
 Operating pressure = 1,196 bar, saturation temperature = 104,7 C
 Additional water head at inlet = 0,01 m H₂O = 0,001 bar
 Additional water head at outlet = 0,01 m H₂O = 0,001 bar

Figura A.15 Valores dos dados de entrada e saída para o desaerador. Dados inseridos e gerados em todas as simulações.

| | | |
|---------------------------------------|-------|----------------------|
| Water/Steam Source[3] | | 1 - Subcooled liquid |
| 1. Source phase | | 1 - Subcooled liquid |
| 2. Pressure | bar | 1,014 |
| 3. Temperature | C | 25 |
| 4. Steam quality | | NA |
| 5. Mass flow | kg/s | 45,36 |
| 6. Link to GTP/GTM/STM or ST assembly | | 0 - No |
| 7. GTP/GTM/STM file name | | NA |
| 8. GTP/GTM/STM stream | | NA |
| 9. GTP/GTM/STM stream condition | | NA |
| 10. GTP/GTM/STM stream pressure | bar | NA |
| 11. GTP/GTM/STM stream temperature | C | NA |
| 12. GTP/GTM/STM stream steam quality | | NA |
| 13. GTP/GTM/STM stream mass flow | kg/s | NA |
| 14. Flow priority | | Weak |
| 15. ST assembly name | | NA |
| 16. ST assembly stream | | NA |
| 17. ST assembly stream pressure | bar | NA |
| 18. ST assembly stream enthalpy | kJ/kg | NA |
| 19. ST assembly stream mass flow | kg/s | NA |

Figura A.16 Valores dos dados de entrada para a água de reposição do processo.

| | | |
|--|------|------------|
| Water Pump[37] | | 0 - Design |
| 1. Mode | | 0 - Design |
| 2. Design point overall pressure rise | bar | 22 |
| 3. Design point control valve dP as % of overall pressure rise | % | 35 |
| 4. Design point isentropic efficiency | % | 85 |
| 5. Current RPM | | 3600 |
| 6. Shaft number | | 5 |
| 7. Normalised leakage at inlet | | NA |
| 8. Normalised leakage at outlet | | NA |
| 9. Mechanical efficiency | % | 97 |
| 10. Nominal RPM for off-design pump curve | | NA |
| 11. Nominal rating flow for off-design pump curve | kg/s | NA |
| 12. Nominal pressure rise for off-design pump curve | bar | NA |
| 13. Off-design control valve dP | bar | NA |
| 14. Nominal overall pressure rise for Mode 2 | bar | NA |
| 15. Nominal overall efficiency for Mode 2 | % | NA |
| 16. Mechanical loss | kW | NA |

Figura A.17 Valores dos dados de entrada para a bomba de água, geralmente utilizada para elevar a pressão da água ao nível de operação da caldeira, níveis de 22, 65 e 100 bar. Na figura acima, a pressão inserida está a 22 bar, podendo ser mudanda para as outras pressões, por meio do item “*Design point overall pressure rise*”.